

Trabajo final de Ingeniería Química 2020

Diseño de una planta para la
producción de ácidos grasos a
partir de sebo vacuno

CZEBOTARONEK, Daniela Valeria

MALARCZUK, Rosario

MOBILI, Agustina

SOSA, Álvaro



RINFI se desarrolla en forma conjunta entre el INTEMA y la Biblioteca de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata.

Tiene como objetivo recopilar, organizar, gestionar, difundir y preservar documentos digitales en Ingeniería, Ciencia y Tecnología de Materiales y Ciencias Afines.

A través del Acceso Abierto, se pretende aumentar la visibilidad y el impacto de los resultados de la investigación, asumiendo las políticas y cumpliendo con los protocolos y estándares internacionales para la interoperabilidad entre repositorios



Esta obra está bajo una [Licencia Creative Commons Atribución-
NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/).

Índice

Capítulo 1: Estudio preliminar

1.1. Objetivos del capítulo	11
1.2. Introducción	11
1.2.1. Ventajas de reutilización de la materia prima	13
1.3. Materia prima: Sebo vacuno	14
1.3.1 Calidad y composición del sebo vacuno	14
1.4. Productos	16
1.4.1. Ácidos grasos	17
1.4.1.1 Clasificación de los ácidos grasos	17
1.4.1.1.1. Ácido esteárico	17
1.4.1.1.2. Ácido linoléico	18
1.4.1.1.3. Ácido linolénico	20
1.4.1.1.4. Ácido oleico	21
1.4.1.1.5. Ácido palmítico	22
1.4.1.1.6. Ácido mirístico	23
1.4.2. Glicerina	24
1.4.3. Monoglicéridos y diglicéridos	25
1.4.4. Especificaciones de calidad de los productos	26
1.5. Procesos de producción	28
1.5.1. Pretratamiento de la materia prima	28
1.5.2. Fusión seca	29
1.5.3. Hidrólisis	29
1.5.3.1. Proceso Colgate-Emery	30
1.5.3.2. Proceso Twitchell	31
1.5.3.3. Hidrólisis enzimática	32
1.5.4. Purificación de ácidos grasos	33
1.5.4.1. Métodos de destilación utilizados en la industria	33
1.5.4.2. Cristalización	34
1.5.4.2.1 Extracción con disolvente	35
1.5.5. Obtención de monoglicéridos y diglicéridos	35
1.5.5.1. Procesos enzimáticos	36
1.5.5.2. Procesos supercríticos	37
1.5.5.3. Transesterificación de triglicéridos	37
1.5.6. Diagrama de bloques del proceso propuesto	40
1.6. Análisis del mercado	40
1.6.1. Industria Oleoquímica mundial: alternativa sostenible	40
1.6.2. Mercado mundial de los Ácidos Grasos	41

1.6.3. Industria Oleoquímica Argentina	45
1.7. Precios de los compuestos involucrados en el proceso	46
1.7.1. Precio de la materia prima	46
1.7.1.1. Tendencia mundial de los precios de las materias primas de la Industria oleoquímica	46
1.7.1.2. Tendencia nacional del precio del sebo vacuno	47
1.7.2. Precio de la glicerina y de los ácidos grasos	47
1.7.2.1. Tendencia mundial	48
1.7.3. Precio de monoglicéridos y diglicéridos	49
1.7.3.1. Tendencia mundial	49
1.7.3.2. Tendencia nacional	49
1.8. Ubicación de la planta industrial	50
1.8.1. División de la Provincia de Buenos Aires en cinco regiones productivas	52
1.8.2. Disponibilidad de materia prima	55
1.9. Justificación preliminar del proyecto	56
1.10. Bibliografía	58
<i>Capítulo 2: Estructura de la planta y balances de masa</i>	
2.1. Objetivos del capítulo	62
2.2. Tecnología de proceso	62
2.2.1. Pretratamiento de materia prima	62
2.2.1.1. Recepción, lavado y triturado del sebo en rama	62
2.2.1.2. Fusión del sebo en rama	63
2.2.1.2.1. Tratamiento en húmedo	63
2.2.1.2.2. Tratamiento en seco	63
2.2.1.3. Diagrama de flujo del pretratamiento de la materia prima	64
2.2.2. Hidrólisis	65
2.2.2.1. Reacción química y número de etapas	65
2.2.2.2. Aspectos importantes	66
2.2.2.3. Condiciones de operación	66
2.2.2.3.1. Catalizador, temperatura y presión	66
2.2.2.3.2. Conversión	67
2.2.2.3.3. Reactor y disposición de corrientes	67
2.2.2.3.4. Relación de reactivos	67
2.2.2.4. Diagrama de flujo del sistema de hidrólisis	67
2.2.3. Purificación de ácidos grasos	68
2.2.3.1. Evaporación y destilación	70
2.2.3.2. Cristalización	71
2.2.3.2.1. Fraccionamiento en seco de ácidos grasos	71

2.2.3.2.2. Fraccionamiento a partir de disolventes	72
2.2.3.2.3. Ventajas y desventajas	73
2.2.3.3. Diagrama de flujo del sistema de purificación de ácidos grasos	73
2.2.4. Glicerólisis	74
2.2.4.1. Reacción química y número de etapas	74
2.2.4.2. Aspectos importantes y condiciones de operación	75
2.2.4.2.1. Tipo de operación y reactor	76
2.2.4.2.2. Temperatura	76
2.2.4.2.3. Catalizador	77
2.2.4.2.4. Relación molar de reactivos	77
2.2.4.2.5. Pureza del glicerol alimentado	77
2.2.4.3. Neutralización	78
2.2.4.4. Decantación	78
2.2.4.5. Diagrama de flujo del sistema de glicerólisis	78
2.3. Balances de masa	79
2.3.1. Capacidad instantánea de la planta	79
2.3.2. Sistema de pretratamiento de la materia prima	80
2.3.3. Sistema de Hidrólisis	81
2.3.3.1 Balance de la reacción de hidrólisis	81
2.3.3.1.1. Cálculo de los pesos moleculares	81
2.3.3.2 Balance del reactor de hidrólisis	83
2.3.4. Sistema de purificación de ácidos grasos	87
2.3.5. Sistema de Glicerólisis	91
2.3.5.1. Balance de las reacciones de glicerólisis	91
2.3.5.2. Purificación del glicerol	92
2.3.5.3. Balance en el reactor de glicerólisis	93
2.3.5.4. Reactor de neutralización del catalizador	98
2.3.6. Sistema de separación de la mezcla MG y DG	99
2.3.7. Balance de masa global sin reciclos	101
2.3.8. Reciclos	103
2.3.8.1. Reciclo de agua	103
2.4. Bibliografía	104
<i>Capítulo 3: Diseño del sistema de reactores</i>	
3.1. Objetivos del capítulo	107
3.2. Reactor de Hidrólisis	107
3.2.1. Dimensionamiento del reactor	108
3.2.1.1. Modelo cinético	108
3.2.1.2. Consideraciones del modelo cinético propuesto	110
3.2.1.3. Modelo del reactor	112

3.2.1.4. Cálculo del reactor	115
3.2.1.4.1. Balance de masa	116
3.2.2. Especificaciones constructivas	124
3.2.2.1. Dimensiones y material para el reactor	124
3.2.2.2. Espesor de la pared del reactor	125
3.2.3. Diseño térmico	126
3.2.3.1. Operación adiabática	126
3.2.3.2. Operación isotérmica	129
3.2.3.2.1. Acondicionamiento de las corrientes de entrada al reactor	129
3.2.3.2.2. Selección y geometría del material aislante	130
3.2.3.2.3. Vapor vivo requerido	132
3.2.4. Sistema de control	136
3.2.4.1. Control de temperatura	136
3.2.4.2. Control de presión	136
3.3. Acondicionamiento de la alimentación a glicerólisis	136
3.4. Reactor de Glicerólisis	139
3.4.1. Dimensionamiento del reactor	140
3.4.1.1. Modelo cinético	140
3.4.1.2. Consideraciones del modelo cinético propuesto	141
3.4.1.3. Modelo del reactor	142
3.4.1.4. Cálculo del reactor	142
3.4.1.4.1. Balance de masa	142
3.4.1.5. Alimentación del reactor de glicerólisis	144
3.4.1.5.1. Definición de las concentraciones iniciales	145
3.4.1.6. Definición sistema TAS	146
3.4.2. Especificaciones constructivas	150
3.4.2.1. Dimensiones del sistema de reactores	150
3.4.2.2. Espesor de la pared de los reactores	151
3.4.3. Diseño del sistema de agitación	151
3.4.3.1. Cálculo de la potencia	152
3.4.4. Diseño térmico	154
3.4.4.1. Operación adiabática	154
3.4.4.2. Operación isotérmica	157
3.4.4.2.1. Acondicionamiento de las corrientes de entrada al reactor	157
3.4.4.2.2. Selección y geometría del material aislante	157
3.4.5. Sistema de control	160
3.4.5.1. Control de temperatura	160
3.4.5.2. Control de nivel	160
3.5. Bibliografía	161

Capítulo 4: Diseño del sistema de purificación

4.1. Objetivos del capítulo	164
4.2. Sistema de purificación de los ácidos grasos	164
4.3. Destilación	165
4.3.1. Métodos de destilación utilizados en la industria	165
4.3.2. Tipo de destilación seleccionada y condiciones de operación	166
4.3.3. Especificaciones constructivas	167
4.3.3.1. Material	167
4.3.3.2. Tipo de torre de destilación	168
4.3.4. Diseño del proceso de destilación	169
4.3.4.1. Pretratamiento de la alimentación	170
4.3.4.2. Destilación (método corto)	174
4.3.4.3. Destilación (método riguroso)	176
4.3.4.4. Obtención mezcla MG y DG	180
4.3.5. Sistema de vacío	181
4.4. Fraccionamiento en seco	183
4.4.1. Cristalización	184
4.4.1.1. Aspectos importantes de la cristalización	184
4.4.1.1.1. Formación de núcleos	185
4.4.1.1.2. Crecimiento del cristal	185
4.4.1.2. Selección del sistema de cristalización y de las condiciones de operación	186
4.4.1.3. Balance de masa en el cristalizador	189
4.4.1.4. Selección del cristalizador	192
4.4.2. Separación	193
4.4.2.1. Selección del tipo de filtro	194
4.4.2.2. Condiciones de operación del proceso de separación	195
4.5. Bibliografía	198

Capítulo 5: Diseño y selección de los equipos auxiliares e integración energética

5.1. Objetivos del capítulo	201
5.2. Esquema de la planta	201
5.3. Definición y selección de sistemas auxiliares del proceso	203
5.3.1. Operabilidad de la planta	203
5.3.2. Transporte de materiales	203
5.3.2.1. Transporte de sólidos	204
5.3.2.1.1. Selección del transportador de sólidos	205
5.3.2.2. Transporte de líquidos	205
5.3.2.2.1. Selección del diámetro de las cañerías de la planta	205

5.3.2.2.2. Selección del material de las cañerías de la planta	206
5.3.3. Válvulas reductoras de presión	207
5.3.4. Impulsión de fluidos	208
5.3.4.1. Selección de bombas para la impulsión de fluidos en la planta	209
5.3.5. Selección de equipos involucrados en el pretratamiento de la materia prima	213
5.3.5.1. Recepción y lavado del sebo en rama	213
5.3.5.2. Reducción del tamaño del sebo en rama	214
5.3.5.3. Filtración del sebo fundido	215
5.3.6. Sistema de agitación	218
5.3.7. Sistema de vacío	219
5.3.7.1. Cálculo vapor	219
5.3.7.2. Agua de enfriamiento	222
5.3.8. Selección de equipos involucrados en la purificación de la mezcla de mono y diglicéridos	223
5.3.8.1. Decantador centrífugo	223
5.4. Integración energética	223
5.4.1. Análisis Pinch	223
5.4.1.1. Requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento	224
5.4.1.2. Elección del valor de ΔT_{min}	225
5.4.1.3. Elaboración de las Curvas Compuestas	226
5.4.2. Intercambiadores de calor de la planta	234
5.4.3. Intercambiadores de calor entre corrientes de proceso	235
5.4.4. Caldera	238
5.4.4.1. Intercambiadores de calor calentados con vapor	241
5.4.5. Sistema de enfriamiento	244
5.4.5.1. Torre de enfriamiento	245
5.4.5.2. Intercambiadores de calor refrigerados con agua proveniente de la torre	250
5.4.5.3. Equipo de refrigeración	252
5.4.5.3.1. Cálculo del caudal de refrigerante	253
5.5. Análisis de consumo energético	256
5.6. Bibliografía	259
<i>Capítulo 6: Análisis económico del proyecto</i>	
6.1. Objetivos del capítulo	261
6.2. Estimación del costo de inversión (CapEx)	261
6.2.1. Equipamiento	262
6.2.1.1. Índice de costos	262
6.2.1.2. Tolva	263
6.2.1.3. Cinta transportadora	264
6.2.1.4. Trituradora	264

6.2.1.5. Filtros	264
6.2.1.5.1 Filtro rotatorio de vacío	264
6.2.1.5.2. Filtro prensa de membrana	264
6.2.1.6. Centrífuga	265
6.2.1.7. Agitadores	265
6.2.1.8. Bombas	265
6.2.1.9. Reactores	266
6.2.1.10. Intercambiadores de calor	266
6.2.1.11. Caldera	266
6.2.1.12. Eyectores	266
6.2.1.13. Torre de enfriamiento	267
6.2.1.14. Destilador	267
6.2.1.15. Evaporador flash	267
6.2.1.16. Cristalizador	268
6.2.1.17. Sistema de refrigeración	268
6.2.1.18. Decantador centrífugo	268
6.2.2. Inversión en equipos e instalación	269
6.2.3. Terreno	270
6.2.4. Estimación de Inversión Fija	271
6.2.5. Inversión en capital de trabajo	274
6.3. Estimación de los costos de operación (OpEx)	275
6.3.1. Costos variables	275
6.3.1.1. Materia prima	275
6.3.1.2. Envases	276
6.3.1.3. Mano de obra	277
6.3.1.4. Supervisión	279
6.3.1.5. Servicios	279
6.3.1.5.1. Agua	279
6.3.1.5.2. Electricidad	280
6.3.1.5.3. Gas	280
6.3.1.6. Mantenimiento	281
6.3.1.7. Suministros	282
6.3.1.8. Laboratorio	282
6.3.1.9. Regalías y patentes	283
6.3.1.10. Costos variables totales	283
6.3.2. Costos fijos	284
6.3.2.1. Depreciación	284
6.3.2.2. Impuestos	285
6.3.2.3. Seguros	285
6.3.2.4. Financiación	286

6.3.2.5. Ventas y distribución	286
6.3.2.6. Administración y dirección	287
6.3.2.7. Investigación y desarrollo	287
6.3.2.8. Costos fijos totales	288
6.3.3. Costos de operación totales	288
6.4. Rentabilidad	289
6.4.1. Cuadro de fuentes y usos de fondos	289
6.4.2. Valor presente	293
6.2.3. Tasa interna de retorno	293
6.2.4. Tiempo de repago	294
6.2.5. Análisis de rentabilidad	295
6.2.5.1. Verificación del método dinámico	295
6.2.5.2. Verificación del método estático	296
6.4.6. Análisis de sensibilidad	296
6.4.6.1. Precio de venta	296
6.4.6.2. Costo sebo en rama	297
6.4.6.3. Inversión fija	298
6.4.6.5. Comparación de análisis de sensibilidad	299
6.5. Cronograma	300
6.6. Bibliografía	302
<i>Capítulo 7: Gestión ambiental</i>	
7.1. Objetivos del capítulo	304
7.2. Justificación ambiental del proyecto	304
7.3. Sistema de gestión ambiental	305
7.3.1. Factores de éxito	306
7.3.2. Modelo planificar-hacer-verificar-actuar	306
7.4. Política ambiental	307
7.4.1. Principios de la política ambiental	309
7.5. Relevamiento de impactos ambientales en la planta	310
7.6. Impactos ambientales	312
7.6.1. Impactos de montaje	312
7.6.1.1. Modificación del terreno	312
7.6.1.2. Obras de infraestructura	312
7.6.1.3. Uso de equipos y maquinaria pesada	313
7.6.1.4. Transporte de equipos e instalación	313
7.6.2. Impactos de funcionamiento	313
7.6.2.1. Emisiones atmosféricas	313

7.6.2.2. Utilización de equipos de proceso	314
7.6.2.3. Utilización de materia prima	314
7.6.2.4. Efluentes líquidos	314
7.6.2.5. Efluentes sólidos	315
7.6.2.6. Consumo de agua	315
7.6.3. Impactos socioeconómicos	316
7.6.3.1. Presencia de mano de obra	316
7.6.3.2. Contribución al Estado	316
7.6.3.3. Contribución a la economía del país	316
7.6.4. Valoración de los impactos	316
7.6.4.1. Identificación y evaluación de los impactos ambientales	316
7.7 Medidas preventivas y correctoras	319
7.7.1. Control de Vehículos, Equipos y Maquinaria Pesada	319
7.7.2. Tratamiento de efluentes	319
7.7.2.1. Efluentes líquidos	320
7.7.2.2. Efluentes sólidos	321
7.7.2.3. Efluentes gaseosos	322
7.7.3. Control de vertido de aceites de equipos	322
7.7.4. Control de posibles accidentes	323
7.7.5. Control del consumo de agua	324
7.7.6. Medidas adicionales	324
7.7.7. Indicadores de medición	324
7.8. Bibliografía	326

CAPÍTULO 1

Estudio preliminar

1.1. Objetivos del capítulo

En el desarrollo de este capítulo se realiza un estudio preliminar del proyecto. El mismo tiene como objetivo principal realizar el diseño de una planta química para la producción de ácidos grasos a partir de sebo vacuno. El sistema de reacción principal resulta ser la hidrólisis de triglicéridos la cual genera ácidos grasos y glicerina en exceso de agua. Es por esto que el proyecto tiene un objetivo secundario que consiste en revalorizar la glicerina que se genera mediante la obtención de una mezcla de glicéridos con mayor valor comercial.

En primer lugar se enumeran las características y propiedades de la materia prima, de los productos intermedios y las especificaciones de los productos finales. Luego se realiza una breve descripción de los procesos productivos involucrados en el proyecto y se construye el diagrama de bloques preliminar de la planta.

Por otro lado, se realiza un estudio del mercado de los compuestos oleoquímicos. Se analiza la situación mundial y nacional para poder observar las variables que condicionan la factibilidad del proyecto. A su vez, se describe el comportamiento de los precios de los productos finales a comercializar. También se analizan los factores a tener en cuenta para definir la ubicación de la planta química.

Por último se realiza la justificación del proyecto teniendo en cuenta no sólo las variables económicas sino que también las ambientales.

1.2. Introducción

Se define como oleoquímico a aquella sustancia química derivada de grasas vegetales y animales. En los últimos años, la industria oleoquímica en Argentina ha adquirido gran importancia. Esto se debe a que dicho sector permite obtener gran variedad de productos intermedios o terminados a partir de fuentes biodegradables y renovables.

La industria oleoquímica en general se encuentra en constante crecimiento puesto a que hay una elevada demanda de sus productos. El crecimiento de la misma se debe, a su vez, a una necesidad de disminuir el uso de productos provenientes de la industria petroquímica.

En el entorno de nuestro país es de vital importancia el estudio de este sector, dado que Argentina es un país rico en recursos vegetales, tales como el aceite de soja y girasol, y

recursos animales, tales como el sebo vacuno. Dichos recursos son insumos básicos para el desarrollo de la oleoquímica.

Los oleoquímicos básicos se fabrican mediante hidrólisis o metilación, a base de los triglicéridos del sebo y de los aceites vegetales. Entre los oleoquímicos básicos se pueden encontrar los ácidos grasos, los ésteres metílicos, los alcoholes grasos y las aminas grasas. También se puede agregar al glicerol como oleoquímico básico debido a que se obtiene como subproducto en muchas de las reacciones para la producción de oleoquímicos básicos. Dentro de los productos obtenidos, se obtienen mayoritariamente los ácidos grasos.

Las grasas y aceites de origen animal o vegetal están compuestos principalmente por triglicéridos (90-95%) y por otros componentes minoritarios (5-10%) tales como glicéridos parciales (monoglicéridos y diglicéridos), ácidos grasos libres, fosfolípidos, glucolípidos, ceras e insaponificables. Dentro de los insaponificables se encuentran las vitaminas liposolubles (vitaminas A, E, D y K), esteroides (colesteroles en animales y fitoesteroides en vegetales), carotenoides, terpenos y terpenoides.

El comienzo de la química de las grasas surge a partir del químico francés Chevreul. En las primeras décadas del siglo XIX logró determinar la estructura de los triglicéridos y de varios de los ácidos grasos más importantes. En el año 1823, sintetizó su investigación acerca de las grasas. Dicha investigación fue publicada en sus famosas memorias que se pueden considerar como el primer libro de lipoquímica.

Los ácidos grasos son biomoléculas fundamentales para los seres vivos ya que son los principales constituyentes de los triglicéridos y de los fosfolípidos. Además, son la base para la generación de los productores oleoquímicos comerciales más importantes. Dicha biomolécula de naturaleza lipídica está compuesta de una cadena alquílica de 12 a 22 átomos de carbono y el grupo ácido orgánico (-COOH). Por un lado, posee una parte no polar o hidrofóbica presente en la cadena alquílica, mientras que la parte polar o hidrofílica se encuentra en la parte ácida de la molécula.

El tipo de ácidos grasos resultantes y su utilización depende de los aceites o grasas utilizados como materia prima. Los ácidos grasos de sebo se encuentran dentro de la familia de ácidos grasos que se obtienen de grasa animal, más específicamente, de origen vacuno. Estos ácidos constituyen una mezcla de ácidos grasos saturados y ácidos grasos insaturados.

Existe una gran cantidad de productos derivados de ácidos grasos. La amplia gama de productos va desde jabones, velas, detergentes, pasando por tensioactivos hasta biodiesel. El desarrollo de este sector, fue posible gracias a los avances en la química y las técnicas analíticas. Dentro de los primeros desarrollos en la química para el estudio de la composición de las grasas y aceites, se encuentran la hidrogenación, la destilación, el análisis de cromatografía de gases de grasas y aceites, entre otros.

1.2.1. Ventajas de reutilización de la materia prima

Los subproductos de la industria alimentaria constituyen un problema serio de residuos en gran parte del mundo. Es por ello que la industria alimentaria, persiguiendo su desarrollo sostenible, está aplicando cada vez más medidas para aprovechar y valorizar los subproductos generados. Asimismo, este aprovechamiento crea nuevas fuentes de riqueza que aportan una mayor rentabilidad económica al proceso industrial de partida.

Los procedimientos tradicionales de empleo de subproductos de la industria alimentaria son la alimentación del ganado, como fertilizantes, o como sustratos agrícolas. Sin embargo, estos usos no aportan el valor que la empresa alimentaria necesita para reforzar su competitividad, y menos al tener en cuenta que los subproductos son una fuente corroborada de compuestos de alto valor, como fibra, ácidos grasos esenciales, minerales, etc.

Antiguamente, los subproductos ganaderos solían considerarse como desperdicios siendo desechados como tales. Actualmente, las industrias de fusión de subproductos animales transforman materiales que pueden considerarse como residuos, tales como recortes, huesos, vísceras, etc., en una gran cantidad de productos útiles como no comestibles, siendo los dos productos principales de esta actividad las grasas y las harinas de carne y hueso. Es posible también fabricar grasas comestibles a partir de subproductos, pero es obligatorio seguir una serie de normas higiénicas reguladas por los organismos oficiales correspondientes para que estos productos sean aptos para el consumo humano.

Existe una gran diferencia entre considerar estos productos como residuos, en cuyo caso acabarían en un vertedero controlado, a gestionarlos como subproductos, donde se puede obtener un beneficio económico derivado de esta gestión.

Algunos de los procedimientos adoptados por los mataderos en cuanto al destino final del sebo incluyen su entierro o la quema. Dichas prácticas traen como consecuencia ciertos

riesgos de daño ambiental. Por un lado, la eliminación directa de grasas animales en el medio ambiente, sin tratamientos previos, implica la contaminación del suelo y láminas subterráneas, así como también, la eutrofización de las aguas de ríos y arroyos. Por otro lado, se presenta otro inconveniente causado por la emisión de acroleína, debido a la quema de glicerina presente en la grasa.

En la actualidad, existe un gran interés en la extracción de grasas y proteínas animales. El aprovechamiento de los restos de animales y el procesamiento de residuos de la actividad ganadera presenta importantes ventajas como la revalorización del sebo vacuno, la disminución en el impacto ambiental, el ahorro de los costos de eliminación de desechos, la recuperación de sustancias con mayor valor agregado y una mayor rentabilidad de los mataderos e industrias de transformación animal.

1.3. Materia prima: Sebo vacuno

En la industria cárnica, cuando los animales son sacrificados, un 50% de los mismos se convierte en subproductos animales. Según la legislación vigente, se define como sebo vacuno a la grasa cuando ha perdido sus condiciones de aptitud para el consumo humano, en este caso proveniente del sector vacuno. El sebo es utilizado en diversas industrias tales como la de higiene y limpieza, lubricantes, en la farmacéutica e incluso puede ser añadido en la alimentación de otros animales. Se encuentra disponible principalmente en Norteamérica y el Sudeste Asiático. En Sudamérica, los dos países con mayor producción de subproductos vacunos son Brasil y Argentina.

1.3.1 Calidad y composición del sebo vacuno

La calidad del sebo se clasifica en cuatro categorías diferentes basadas en el color y la cantidad de ácidos grasos libres en el producto acabado:

1. Fines comestibles para el consumo humano
2. Alimentos para animales, cosméticos y alimentos para mascotas
3. Mejora del suelo y con fines técnicos, como productos químicos especiales
4. Grado no comestible que presenta un alto riesgo para la salud humana

Las plantas oleoquímicas procesan el sebo provenientes de las categorías 2 y 3.

Químicamente, el sebo está compuesto mayoritariamente por triglicéridos comunes que contienen una molécula de glicerol combinada con tres moléculas de ácidos grasos (figura 1-1).

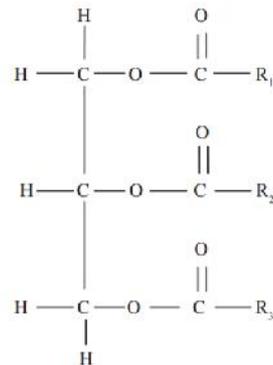


Figura 1-1. Estructura típica de una molécula de grasa con tres (3) grupos funcionales de ésteres.

La composición aproximada de cada ácido en el sebo vacuno se puede ver en la tabla 1-1.

Tabla 1-1. Composición de ácidos grasos presentes en el sebo.

Ácido graso	Composición [% masa]
Mirístico	4
Palmítico	23
Esteárico	27
Oleico	42
Linolénico	2
Linoléico	2

En cuanto a la calidad del sebo, la misma depende considerablemente de las fuentes de obtención. Las características del sebo vacuno empleado en el proceso se pueden diferenciar de la siguiente manera:

- Color
- Viscosidad
- Densidad
- Punto de cristalización
- Índice de acidez
- Índice de yodo

De acuerdo a las propiedades del sebo y por ende el grado de calidad del mismo, se determina su destino final.

En los mataderos, se obtiene diariamente una serie de subproductos de la matanza tales como: sangre, huesos, pezuñas, etc. En el caso del ganado vacuno, estos porcentajes respecto del peso del animal vivo pueden llegar a representar el 40% en peso. En la tabla 1-2 se pueden observar los porcentajes aproximados en una vaca. Estas cifras pueden sufrir muchas alteraciones según razas, clase de alimentación, etc.

Tabla 1-2. Porcentajes aproximados en una vaca.

<i>Componente de la vaca</i>	<i>Porcentaje [%]</i>
<i>Sebo comestible en bruto</i>	3-4
<i>Sangre</i>	3-4
<i>Materia prima no comestible</i>	8-10
<i>Mermas</i>	2-10
<i>Tripas y su contenido</i>	8
<i>Pellejo</i>	7
<i>Canal</i>	62-64

La composición elemental no es igual para todas las grasas, incluso la grasa de una misma raza de animal no siempre tiene la misma composición. Esto se explica por el exacto conocimiento de la composición de las grasas, pues las que se hallan en la naturaleza no son sencillas combinaciones químicas, sino mezclas de ellas.

1.4. Productos

El objetivo principal de este proyecto consiste en la obtención de ácidos grasos, monoglicéridos y diglicéridos a partir de sebo vacuno. Se busca producir estos compuestos de valor agregado a partir de residuos del sector ganadero. Dichos compuestos tienen numerosas aplicaciones en las industrias alimentaria, industria farmacéutica, industria textil, industria de la pintura, industria del caucho, industria manufacturera, entre otras.

1.4.1. Ácidos grasos

El proceso de obtención de ácidos grasos consiste en una hidrólisis a alta presión y temperatura de grasas y aceites de origen animal y vegetal seguida de una posterior etapa de purificación donde se incluyen operaciones como destilación y cristalización.

Entre las principales aplicaciones de los ácidos grasos se encuentra la orientada a la cosmética. Se los utiliza habitualmente en la formulación de jabones y geles a causa de su bajo punto de fusión y su suave tacto. Dichos ácidos se pueden fundir y emplearse también para tratamientos superficiales de piezas y materiales. Además, debido a su viscosidad relativamente alta a temperatura ambiente, se pueden utilizar como aditivos para producir plásticos que no requieran de muy elevadas temperaturas de fabricación y también como emulsionantes de una mezcla, ayudando al mezclado de las sustancias que la componen. Por su parte, los ésteres de ácidos grasos son empleados como agentes engrasantes en shampoos, espumas de baño y productos de limpieza modificando la viscosidad y mejorando la tolerancia en la piel.

1.4.1.1 Clasificación de los ácidos grasos

Entre los principales ácidos grasos se encuentra el ácido esteárico, linoléico, linolénico, oleico, palmítico y mirístico. A continuación, se describen las principales características de cada uno de ellos.

1.4.1.1.1. Ácido esteárico

El ácido esteárico, o ácido octadecanoico, también conocido como estearina, es un ácido graso saturado cuyo nombre viene de la palabra griega $\sigma\tau\acute{\epsilon}\alpha\rho$ «stéar» que significa sebo. Su fórmula molecular es $C_{17}H_{35}CO_2H$ y su estructura puede verse en la figura 1-2. Al ser el ácido graso más abundante en la naturaleza, luego del palmítico, es una materia prima relativamente económica. Por otro lado, su propiedad inocua lo convierte en un producto utilizado en cosmética, plásticos, jabones y en la industria farmacéutica.

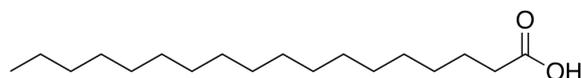


Figura 1-2. Estructura del ácido esteárico.

El ácido octadecanoico es un ácido que se encuentra en estado sólido a temperatura ambiente. En general, posee un color blanco con una leve tonalidad amarillenta y es

prácticamente inodoro. En la tabla 1-3 se presentan algunas de las propiedades más importantes de dicho ácido.

Tabla 1-3. Propiedades del ácido esteárico.

Propiedades del ácido esteárico	
Punto de fusión a 760 mmHg [°C]	69.6
Punto de ebullición a 760 mmHg [°C]	376.1
Solubilidad a 92.4°C	1.02% de agua disuelta
Viscosidad a 100.7°C [Pa.s]	0.00456
Densidad a 25°C [kg/m ³]	941
Peso molecular [kg/kmol]	284.5

Este tipo de ácido graso se utiliza en la elaboración de PVC rígido y PVC plástico. También, se lo emplea como lubricante y desmoldante en la transformación de plásticos y como agente auxiliar en la elaboración de polímeros. Posee aplicaciones en la fabricación de pólvora y en la industria minera. Provee estructura en la elaboración de jabones en barra, es la molécula iniciadora en el proceso de vulcanización de llantas. Provee buena compactación, largo tiempo de combustión y no produce humo en la fabricación de velas, confiere propiedades de espuma a shampoos, es emulsificante para cosméticos y farmacéuticos.

1.4.1.1.2. Ácido linoléico

El ácido linoléico es un ácido graso esencial omega-6 muy abundante en el reino vegetal y también animal. La mayoría de los aceites vegetales, con algunas excepciones como el aceite de oliva, el de palma, o el aceite de coco, aportan cantidades significativas de ácido linoleico. En la grasa animal también se lo puede encontrar junto con los ácidos grasos saturados y monoinsaturados. Su fórmula molecular es $C_{18}H_{32}O_2$ y la estructura molecular del mismo se puede ver en la figura 1-3.

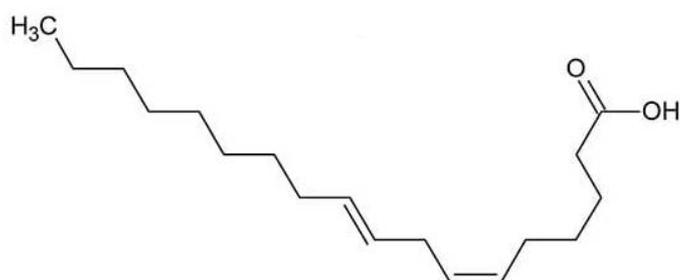


Figura 1-3. Estructura del ácido linoléico.

El ácido linoléico es un producto líquido ligeramente amarillento a temperatura ambiente. Se trata de una sustancia de gran utilidad e importancia en diversas industrias y empresas. Algunas de sus propiedades más importantes se pueden ver en la tabla 1-4.

Tabla 1-4. Propiedades del ácido linoléico.

Propiedades del ácido linoléico	
Punto de fusión a 760 mmHg [°C]	-5
Punto de ebullición a 760 mmHg [°C]	230
Solubilidad a 42.7°C	-
Viscosidad a 50°C [Pa.s]	-
Densidad a 25°C [kg/m ³]	900
Peso molecular [kg/kmol]	280.5

El ácido linoléico es el principal representante del omega 6. Los ácidos grasos omega 6 pertenecen al grupo de las grasas insaturadas, que son las que tradicionalmente se han considerado saludables frente a las saturadas y las trans. A este tipo de ácido se le atribuyen diversos usos tanto de carácter industrial como en el área de la salud a través de su ingesta en alimentos. Entre las diversas funciones y aplicaciones que posee se pueden nombrar la de mejora del sistema inmunológico, creación de hormonas, correcto funcionamiento de las neuronas y la reducción del nivel de colesterol. En la actualidad, también se suele utilizar el ácido linoléico con fines meramente estéticos, más concretamente, en dietas para adelgazar, aceites de secado rápido, productos de belleza, productos nutricionales, entre otros.

1.4.1.1.3. Ácido linolénico

El ácido linolénico es un ácido graso poliinsaturado, que se presenta principalmente en los aceites vegetales llamados secantes como el aceite de linaza o lino. Es el ácido graso mayoritario en dichos aceites, normalmente acompañado de pocos ácidos grasos saturados y de otros ácidos grasos insaturados. Su fórmula molecular es $C_{18}H_{30}O_2$ y la estructura molecular del mismo se puede ver en la figura 1-4.

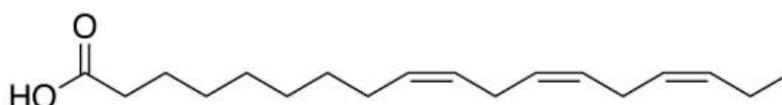


Figura 1-4. Estructura del ácido linolénico.

Es un producto líquido amarillento a temperatura ambiente. Algunas de sus propiedades más importantes se presentan en la tabla 1-5.

Tabla 1-5. Propiedades del ácido linolénico.

Propiedades del ácido linolénico	
Punto de fusión a 760 mmHg [°C]	-12.8
Punto de ebullición a 760 mmHg [°C]	-
Solubilidad a 42.7°C	-
Viscosidad a 50°C [Pa.s]	-
Densidad a 25°C [kg/m ³]	-
Peso molecular [kg/kmol]	278.4

Este ácido es utilizado para poder elaborar todo tipo de productos para distintos sectores permitiendo crear componentes de gran calidad y eficacia. Se trata de un óleo bastante apreciado debido a las propiedades que posee, principalmente en productos de limpieza, como por ejemplo detergentes. Además, también posee utilidades en la industria química y en la farmacéutica, entre muchas otras.

El ácido linolénico es utilizado como materia prima para resinas alquídicas de secado al aire (pinturas para interiores y exteriores), ésteres de epoxi, aceite uretanado, humectantes para pigmentos, secativos (sales de cobalto, plomo y de manganeso), espesantes, jabones blandos,

emulsificantes, alcoholes grasos y aminas para detergentes, estabilizantes (para resinas epoxi), entre muchos otros.

1.4.1.1.4. Ácido oleico

El ácido oleico es un ácido graso monoinsaturado cuya fórmula molecular es $C_{18}H_{34}O_2$. Su estructura molecular se puede observar en la figura 1-5. Se trata de un ácido monocarboxílico de cadena lineal, y un doble enlace cis en posición 9. Pertenece a la serie omega 9 y es conocido por sus beneficios sobre la salud.

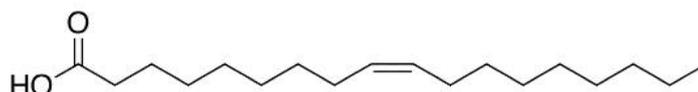


Figura 1-5. Estructura del ácido oleico.

Es un producto casi incoloro y no posee olor. Es un compuesto que se considera muy estable a la oxidación y que es capaz de mejorar la actividad de los antioxidantes y de agentes antipolimerizantes. Algunas de sus principales propiedades se pueden ver en la tabla 1-6.

Tabla 1-6. Propiedades del ácido oleico.

Propiedades del ácido oleico	
Punto de fusión a 760 mmHg [°C]	16.3
Punto de ebullición a 760 mmHg [°C]	220
Solubilidad a 42.7°C	insoluble
Viscosidad a 90°C [Pa.s]	0.00485
Densidad a 25°C [kg/m ³]	895
Peso molecular [kg/kmol]	282.5

El ácido oleico se incorpora a muchos productos de cuidado personal como: cremas de afeitar, cremas para manos y cuerpo, desmaquilladores, bases para la cara, sombras, labiales, tinturas para el cabello y shampoo, entre otros. Se emplea en la industria de metales, en la industria del papel, en la fabricación de ésteres de sorbitol, en la elaboración de surfactantes, en la producción de jabones. Por las propiedades que posee también es utilizado como lubricante, aglutinante y antiespumante, y como emulsionante o solubilizante en productos en aerosol. En algunos casos se lo utiliza como aditivo que mejora las características de

algunos herbicidas, fungicidas y nutrientes foliares. Dicho ácido, además, envuelve a los plaguicidas evitando el contacto con el agua y siendo útil como vehículo para los agroquímicos mejorando, de esta manera, la eficiencia y eficacia de estos. Este tipo de ácido graso puede también modificar las propiedades de tensión superficial, utilizándose en detergentes y suavizantes. A su vez, puede formar emulsiones con aditivos para mejorar la viscosidad y densidad de los mismos y facilitar su aplicación en pinturas, barnices, resinas de goma y aditivos para limpieza y pulido de superficies.

1.4.1.1.5. Ácido palmítico

El ácido palmítico es un ácido graso saturado de cadena larga conformado por 16 átomos de carbono cuya fórmula molecular es $C_{16}H_{32}O_2$. Su estructura se puede observar en la figura 1-6.

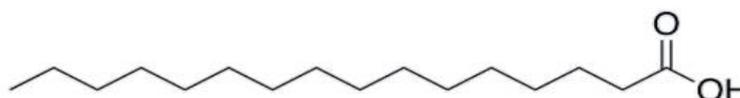


Figura 1-6. Estructura del ácido palmítico

Se trata de un producto en estado sólido, como cristales, a temperatura ambiente y de color blanco, en algunos casos con un leve tono amarillo. Es un ácido débil inodoro e insoluble en agua. En la tabla 1-7, se pueden ver algunas de sus principales propiedades.

Tabla 1-7. Propiedades del ácido palmítico.

Propiedades del ácido palmítico	
Punto de fusión a 760 mmHg [°C]	62.9
Punto de ebullición a 760 mmHg [°C]	351.5
Solubilidad a 61.8°C	1.25% de agua disuelta
Viscosidad a 91.3°C [Pa.s]	0.00418
Densidad a 70°C [kg/m ³]	849
Peso molecular [kg/kmol]	256.4

Este ácido graso saturado es el más abundante en las carnes luego del oleico, en las grasas lácteas y en los aceites vegetales como el de coco y palma. Es utilizado en la industria alimenticia y farmacéutica. Además, se lo emplea como materia prima para la elaboración de jabones, para la producción de ésteres, detergentes, inhibidores de hongos y cosméticos.

También es utilizado en la fabricación de velas y en la elaboración de productos de cuidado personal.

1.4.1.1.6. Ácido mirístico

El ácido mirístico o también ácido tetradecanoico es un compuesto orgánico de cadena larga cuya fórmula química es $C_{14}H_{28}O_2$. Es un ácido graso saturado monocarboxílico que posee 14 átomos de carbono y un grupo carboxilo $-COOH$ en uno de sus extremos. Su estructura se puede ver en la figura 1-7.

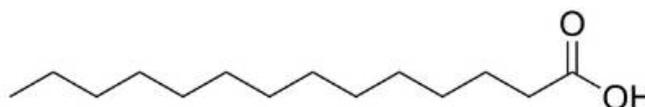


Figura 1-7. Estructura del ácido mirístico.

El ácido tetradecanoico se encuentra presente en procesos bioquímicos que ocurren en el organismo de los seres vivos, en especial los referidos a la membrana celular. Se encuentra en las membranas de las células de los seres humanos, por ejemplo. Es un sólido cristalino de aspecto oleoso y sus propiedades más importantes se encuentran presentes en la tabla 1-8.

Tabla 1-8. Propiedades del ácido mirístico.

Propiedades del ácido mirístico	
Punto de fusión a 760 mmHg [$^{\circ}C$]	54.4
Punto de ebullición a 760 mmHg [$^{\circ}C$]	326.2
Solubilidad a 53.2 $^{\circ}C$	1.7% de agua disuelta
Viscosidad a 100.7 $^{\circ}C$ [Pa.s]	-
Densidad a 25 $^{\circ}C$ [kg/m^3]	862
Peso molecular [$kg/kmol$]	228.4 $kg/kmol$

Por lo anteriormente mencionado, se ha estudiado la aplicación del ácido contra tumores cancerígenos, infecciones bacterianas y fungosas, así como agentes para conservar libres de bacterias a algunos alimentos. Se encuentra presente en grasas y aceites de plantas y animales destacando su abundancia en aceites de palma, coco y nuez moscada. Algunos de sus usos están orientados a la industria de jabones y cosméticos.

1.4.2. Glicerina

La glicerina, también conocida como glicerol, es uno de los alcoholes más utilizado en la industria química. Se caracteriza por ser un líquido higroscópico, viscoso, inodoro e incoloro. Su fórmula química es $C_3H_8O_3$ y su estructura se puede observar en la figura 1-8.

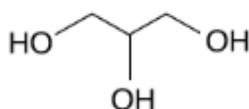


Figura 1-8. Estructura de la glicerina.

La glicerina se caracteriza por ser un compuesto muy estable y compatible con otras sustancias. Bajo condiciones normales de almacenamiento, la glicerina no es propensa a la oxidación por la atmósfera. Sin embargo, se descompone por calentamiento. Puede cristalizar si es almacenada a bajas temperaturas. A presión atmosférica (101.3 kPa), su punto ebullición es $290^{\circ}C$ y su punto de fusión de $18^{\circ}C$.

El glicerol presenta propiedades antimicrobianas, emolientes, humectantes, y plastificantes. Además, puede actuar como solvente, edulcorante y como agente de tonicidad. Esto hace que el mismo se utilice en una gran variedad de formulaciones farmacéuticas.

Además, es un excelente agente plastificante ampliamente utilizado en la industria de los polímeros sintéticos y naturales. Entre otras aplicaciones pueden mencionarse: líquido calefactor debido a su gran estabilidad térmica, lubricante de maquinarias específicas, fabricación de explosivos como la nitroglicerina, anticongelante debido a que baja el punto de fusión del agua por el descenso crioscópico, fluido separador en tubos capilares de instrumentos, entre otras.

Por lo mencionado anteriormente, se puede decir que las propiedades físicas y químicas permiten la utilización y aplicación de la glicerina en innumerables procesos químicos para la obtención de variados compuestos de interés.

La forma más habitual de obtención de la glicerina ha sido mediante la saponificación de grasas animales y aceites vegetales. En los últimos años, debido a la escasez y agotamiento de las principales fuentes de energía, el interés por los biocombustibles ha aumentado. Por lo tanto, ha aumentado la producción de biodiesel y, por consiguiente, la obtención de glicerina como subproducto.

Como consecuencia del exceso de glicerina en el mercado, su precio ha disminuido considerablemente en los últimos años. Debido al bajo precio, muchas empresas lo eliminan como desperdicio sin aprovecharlo en procesos posteriores. Esta enorme cantidad de residuo de glicerol se está transformando en motivo de preocupación ambiental de gran interés para Argentina.

Esta situación ha incentivado la búsqueda de nuevos procesos para mejorar el aprovechamiento de la glicerina. El bajo costo y el aumento de la disponibilidad del glicerol, lo convierten en punto de partida para la producción de numerosos compuestos. Por tal motivo, actualmente se encuentran en estudio diversos procesos de conversión del glicerol en productos valiosos, de manera de desarrollar nuevas aplicaciones directas e indirectas de la glicerina, principalmente en la industria farmacéutica, cosmética y alimentaria.

Entre sus posibles usos, la síntesis de glicéridos es una opción atractiva para el aprovechamiento del glicerol en procesos ecocompatibles. De los productos derivados de la glicerina los que tienen mayor importancia para la industria química son los monoglicéridos y los diglicéridos.

1.4.3. Monoglicéridos y diglicéridos

Los monoglicéridos, también conocidos como monoacilglicérols, están compuestos por una molécula de glicerol unida covalentemente a una cadena de ácidos grasos a través de un enlace éster. Los monoacilglicérols se pueden clasificar en 1-Monoacilglicérols y en 2-Monoacilglicérols, dependiendo de la posición del enlace éster en la molécula de glicerol (figura 1-9).

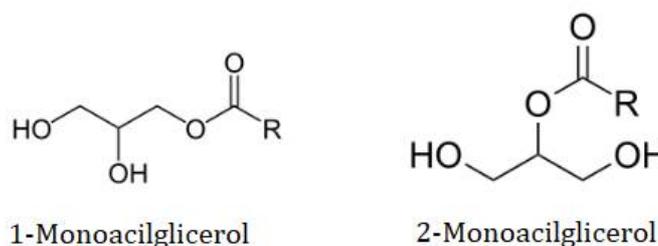


Figura 1-9. Estructura molecular de los monoacilglicérols.

Por su parte, los diglicéridos o diacilglicérols, están compuestos por una molécula de glicerol unida covalentemente a dos cadenas de ácidos grasos a través de un enlace éster. De manera análoga a los monoacilglicérols, los diacilglicérols se pueden clasificar según la posición de los dos enlaces éster en 1,2-Diacilglicérols y en 1,3-Diacilglicérols (figura 1-10).

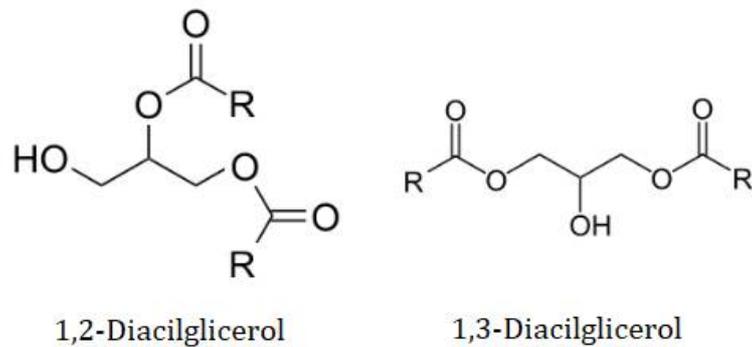


Figura 1-10. Estructura molecular de los diacilglicerol.

Los monoglicéridos y diglicéridos están presentes en bajas concentraciones de forma natural en varios aceites de semillas. Industrialmente, se obtienen mediante la reacción de glicerólisis entre triglicéridos y glicerina. El término se refiere a la reacción de transesterificación del glicerol con triglicéridos de origen vegetal o animal para formar mezclas de monoglicéridos y diglicéridos.

Los mono y diglicéridos de los ácidos grasos son aditivos alimentarios emulsionantes y reciben el número E-471. Tienen numerosas aplicaciones en la industria alimentaria y farmacéutica. Principalmente actúan como emulsionantes, estabilizantes, desespumantes, espesantes, gelificantes, además de evitar el endurecimiento de productos horneados. Estos aditivos se suelen utilizar en embutidos, chocolates, mermeladas, gelatinas, pan, entre otros. Son considerados aditivos seguros y no se ha establecido una dosis máxima para su consumo.

1.4.4. Especificaciones de calidad de los productos

Por un lado, los ácidos grasos obtenidos a la salida del sistema de reacción de hidrólisis se pueden procesar de manera de obtener productos con mayor estabilidad y pureza de acuerdo a las especificaciones requeridas.

A continuación, en la tabla 1-9, se presentan las especificaciones requeridas y los precios de venta de los productos finales: ácido oleico comercial y ácido esteárico comercial.

Tabla 1-9. Rango de composiciones másicas aceptadas y precio de venta del ácido esteárico comercial y del ácido oleico comercial.

Ácido esteárico comercial		Ácido oleico comercial	
Composición másica [%]		Composición másica [%]	
Ácido oleico	5 - 25	Ácido oleico	65 - 85
Ácido esteárico	35 - 50	Ácido esteárico	5 - 15
Ácido palmítico	30 - 40	Ácido palmítico	5 - 15
Ácido mirístico	0 - 10	Ácido mirístico	0 - 5
Ácido linoleico	0 - 5	Ácido linoleico	0 - 5
Ácido linolénico	0 - 5	Ácido linolénico	0 - 5
Precio de venta: 820 - 870 USD/tonelada		Precio de venta: 900 - 960 USD/tonelada	

Por otro lado, como se detalló anteriormente, los monoglicéridos y diglicéridos se obtienen como productos secundarios para revalorizar la glicerina obtenida en la reacción de hidrólisis. Las especificaciones de la mezcla comercial de monoglicéridos (MG) y diglicéridos (DG) se presentan en la tabla 1-10.

Tabla 1-10. Rango de composiciones másicas aceptadas y precio de venta de la mezcla comercial de mono y diglicéridos.

Mezcla comercial de MG y DG	
Componente	Composición másica [%]
Monoglicéridos	55 - 65
Diglicéridos	20 - 25
Impurezas (Triglicéridos + Ácidos grasos)	10 - 20
Precio de venta: 1200 USD/tonelada	

1.5. Procesos de producción

1.5.1. Pretratamiento de la materia prima

A la hora de definir el proceso más eficiente, los aspectos más relevantes a considerar son los siguientes:

- Rendimiento global del proceso
- Consumo de reactivos
- Efluentes generados
- Gasto de energía
- Revalorización de subproductos

En general, el sebo se puede obtener en dos formatos: como sebo en rama recolectado de múltiples carnicerías y frigoríficos o como sebo fundido industrial, donde este último posee un previo tratamiento industrial. La composición y la calidad del sebo dependen exclusivamente de la fuente del mismo.

Según la procedencia del sebo, el mismo puede contener una gran cantidad de contaminantes por lo que se debe someter a un proceso inicial de limpieza. Dado que los triglicéridos que lo componen son insolubles en agua, se puede realizar un lavado inicial con agua para eliminar la sangre y los residuos sólidos. La remoción de estos contaminantes es de suma importancia ya que estas brindan a la materia prima un color oscuro y dificultan las posteriores operaciones y disminuyen la calidad de los productos finales.

Para facilitar los procesos posteriores, se debe realizar una reducción de la masa que ingresa al proceso en trozos más pequeños. Este proceso se hace mediante una trituradora o un equipo de características similares. El objetivo del triturado es lograr reducir los fragmentos de sebo a un tamaño que permita conseguir posteriormente un tratado térmico homogéneo, completo y al menor costo posible. Además, se logra la rotura de los tejidos que engloban la grasa.

El siguiente paso a realizar es la fusión del sebo. Como la materia prima ingresa con un cierto contenido de agua y proteínas, es de suma importancia deshacerse de estas impurezas para obtener los triglicéridos necesarios que luego serán la base para la obtención de los productos deseados.

1.5.2. Fusión seca

La materia prima triturada ingresa a calentadores continuos, donde ésta es sometida a calor seco proveniente del vapor saturado que circula por el equipo a través de una camisa y serpentinas. Si bien el punto de fusión del sebo ronda entre los 45 y 50°C, la temperatura a la que se realiza el proceso es de aproximadamente 110°C por dos motivos. El primero corresponde a la remoción de humedad, donde a causa de las altas temperaturas del proceso, el agua contenida dentro del sebo a procesar, se evapora. Esta evaporación genera, además, una cierta presión en las masas epidérmicas que termina de romper los tejidos luego del triturado y lleva a la liberación de la grasa fundida. El segundo motivo, al cual se le atribuye la correspondiente temperatura de operación, es la desnaturalización del tejido adiposo que provoca la liberación de triglicéridos. En este proceso, conocido como cocido de las proteínas, se forman dos fases: una líquida, compuesta de la materia grasa derretida, y otra sólida, también conocida como expeller, compuesta principalmente por proteínas.

Una vez obtenidas las dos fases, ambas se alimentan a un tornillo sinfín tamizador. Debido a las altas presiones que se logran, parte de la grasa líquida que todavía se encuentra en el expeller se desprende del mismo. Posteriormente, la fase líquida ingresa a un centrifugador continuo en donde se eliminan los restos de expeller y residuos sólidos que no hayan sido eliminados en etapas anteriores. Finalmente, luego de la operación de centrifugación, se obtiene una corriente líquida homogénea que corresponde al sebo derretido.

Dependiendo de la calidad del sebo en rama que se adquiriera como materia prima y por tanto de la calidad del sebo derretido, se evaluará la necesidad de realizar un posterior tratamiento de desgomado, blanqueo y/o desodorización. Para el estudio preliminar, no se considerará la necesidad de su realización en primera instancia. Conforme se avance con la investigación, esta decisión puede variar.

1.5.3. Hidrólisis

Como ya se mencionó anteriormente, el sebo es fuente de glicerina y diversos ácidos grasos. Ambos son productos de someter a la grasa (triglicéridos) proveniente de la materia prima a una hidrólisis acuosa. Durante el proceso, el ion hidrógeno proveniente del agua ataca la zona electronegativa de la molécula de triglicéridos y el grupo hidroxilo ataca la zona de carga positiva de la molécula. En la figura 1-11 se observa, de forma demostrativa, la reacción que ocurre.

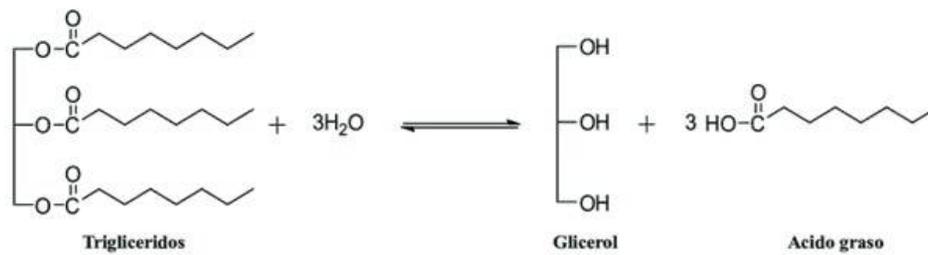


Figura 1-11. Hidrólisis acuosa de triglicéridos.

El grado de hidrólisis aumenta al incrementar la temperatura. A temperaturas más altas, la miscibilidad del agua en lípidos aumenta y, de este modo, aumenta la velocidad de reacción. Cuando la reacción de hidrólisis alcanza el equilibrio, la producción de ácidos grasos se verá beneficiada cuando se utilice exceso de agua y se elimine el glicerol a medida que se consume el reactivo. En la figura 1-12, se evidencia cómo la remoción de glicerol implica un aumento en la conversión.

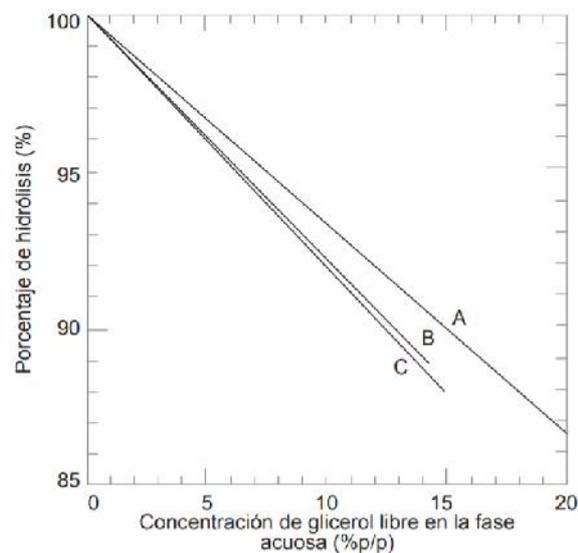


Figura 1-12. Porcentaje de hidrólisis en función de la concentración de glicerol en la fase acuosa. (Bailey, 1979). A) Hidrólisis Twitchell del aceite de palmiste. B) Hidrólisis autoclave de sebo comestible. C) Hidrólisis autoclave de aceite de coco.

1.5.3.1. Proceso Colgate-Emery

Actualmente, hay varios métodos por los cuales se puede llevar a cabo la reacción de hidrólisis, siendo el más utilizado a nivel industrial el proceso Colgate-Emery. Este se realiza de manera continua, a contracorriente, en ausencia de catalizadores, a una temperatura de entre 250-300°C y una presión que oscila entre los 50 y 60 bares. Además de su corto tiempo de residencia, de aproximadamente 3 horas, este procedimiento es muy eficaz ya que se

logran alcanzar conversiones del 98% e incluso superiores. En la figura 1-13, se puede observar la representación esquemática del proceso Colgate-Emery.

Al realizarse entre los 200°C y 280°C, se garantiza la solubilidad parcial entre el agua y los triglicéridos, lo que evita la emulsificación y favorece la reacción. A temperaturas mayores de 300°C, los ácidos grasos sufren reacciones secundarias indeseadas, tales como oxidación, descomposición, deshidratación y polimerización. Estas aumentan exponencialmente con la temperatura y sus subproductos provocan un deterioro en el color y el olor así como una baja en el rendimiento global en la posterior destilación de los ácidos grasos obtenidos.

Como se mencionó anteriormente, para mejorar la conversión del proceso, se suele utilizar agua en exceso. En este caso, se utiliza un exceso de agua en relación 4:1 en masa con respecto al sebo.

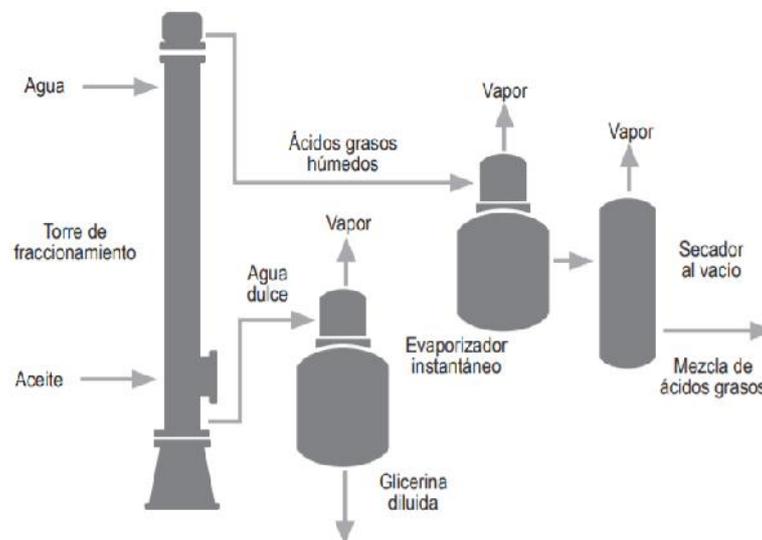


Figura 1-13. El proceso de hidrólisis Colgate-Emery. (Coombs, 1985)

Si bien con el proceso Colgate-Emery se obtienen muy buenos resultados, este presenta varios inconvenientes. Es un procedimiento intensivo en energía y es costoso. Además, requiere el uso de reactores de gran dimensión fabricados a partir de materiales resistentes a las altas presiones y a la corrosión, los cuales suelen ser caros. La calidad de los productos brutos es pobre y requiere una etapa de proceso adicional para su purificación que incrementa el costo del procedimiento de fabricación global.

1.5.3.2. Proceso Twitchell

Este proceso se encuentra en desuso en la industria debido a su alto consumo de energía y bajas calidades obtenidas, pero se considera importante su explicación ya que este sirvió de

base para el desarrollo de nuevas tecnologías. Los equipos utilizados son más económicos y la operación es más simple, sin embargo, requiere mayor mano de obra ya que suele hacerse de manera discontinua. En comparación con el proceso anterior, la presión y la temperatura a la que ocurre la reacción son menores, siendo 1 bar y 100°C, respectivamente, y el tiempo de reacción es de 36 a 48 horas. El proceso utiliza el reactivo Twitchell y ácido sulfúrico para catalizar la reacción y es usualmente repetido entre dos y cuatro veces, eliminando la solución de agua-glicerina en cada paso. En la última etapa, el agua es agregada a la mezcla para limpiar todo remanente de ácido.

1.5.3.3. Hidrólisis enzimática

En la actualidad, se están comenzando a dejar atrás los procesos tradicionales que se utilizan para la obtención de ácidos grasos y se busca avanzar con la utilización de nuevas tecnologías que requieran un menor gasto energético sin sacrificar la calidad del producto. La utilización de enzimas como catalizadores de reacción ha comenzado a tener una mayor relevancia en los procesos estudiados. La utilización de las mismas conlleva a un menor consumo energético ya que no se requieren altas temperaturas y elevadas presiones. Además, su utilización reduce los riesgos de contaminación del medio ambiente.

Las enzimas más utilizadas como catalizadores son las lipasas. Éstas se encuentran ampliamente distribuidas en la naturaleza y pueden catalizar una amplia gama de reacciones químicas, de las cuales la hidrólisis reversible de triglicéridos que lleva a la formación de ácidos grasos y glicerol es una de las más importantes.

Si bien la utilización de catalizadores enzimáticos soluciona el gran consumo energético de los métodos clásicos de obtención, a pesar de contar con una extensa información sobre la hidrólisis de grasas y aceites, no se ha descubierto, ni descrito un modelo que prediga la cinética de la reacción en forma adecuada. Se cree que el modelo cinético “ping-pong bi-bi” se ajusta para describir la acción catalítica de las lipasas independientemente de la reacción catalizada, no obstante, no se han llevado a cabo suficientes pruebas a nivel industrial para comprobarlo.

La hidrólisis enzimática también presenta otras dificultades que todavía deben ser estudiadas en mayor profundidad, tales como la lixiviación de las enzimas en la mezcla y la estabilidad a largo plazo del catalizador. A los problemas anteriores se le adiciona el costo de las lipasas, siendo este el mayor obstáculo para su desarrollo a escala industrial. La reutilización de las mismas es esencial desde un punto de vista económico, el cual podría ser

solucionado utilizando los catalizadores de forma inmovilizada, cuya aplicación sigue en fase de investigación.

En conclusión, si bien se espera que el uso de catalizadores sea el futuro de la industria oleoquímica, debido al poco material bibliográfico que se encuentra disponible a escala industrial y la incapacidad de realizar pruebas de laboratorio, así como su respectivo escalado a la hora de realizar este trabajo, se profundizará sobre la hidrólisis a altas presiones y temperaturas debido a su amplia utilización en la industria. Aunque estos procesos implican un alto consumo energético, una buena disposición de la planta, así como un buen aprovechamiento de las corrientes de servicios disponibles, puede disminuir esta problemática.

1.5.4. Purificación de ácidos grasos

Para la separación de ácidos grasos se utilizan diferentes métodos de extracción. Si se requiere la separación de ácidos grasos de otras sustancias más pesadas, se utiliza una destilación. En cambio, si se requiere la separación de dos ácidos que poseen diferente longitud de cadena carbonada, como es el caso del láurico y el palmítico, se utiliza una destilación fraccionada. Por otro lado, si se quieren separar dos ácidos que poseen igual cantidad de átomos de carbono en su cadena, como el esteárico y el oleico, se debe operar mediante una cristalización fraccionada o por extracción mediante disolvente, donde los ácidos se distinguen entre sí por el distinto grado de insaturación.

1.5.4.1. Métodos de destilación utilizados en la industria

Los ácidos grasos provenientes del reactor de hidrólisis contienen una gran cantidad de impurezas, tales como materias insaponificables, agua y sustancias con altos puntos de ebullición como glicéridos sin reaccionar. El diseño de una destilación adecuada es necesario para eliminar los contaminantes y obtener productos de alta pureza, inodoros y de gran estabilidad.

Existen diferentes tipos de destilación utilizadas para la purificación de ácidos grasos, los mismos se presentan y resumen a continuación.

- *Destilación por arrastre de vapor.* Es el proceso comercial más antiguo utilizado para la destilación de ácidos grasos. Se lleva a cabo a presión atmosférica. Utiliza gran cantidad de vapor por lo que su economía es pobre y, además, cantidades considerables de ácidos grasos son arrastrados por el mismo. Este tipo de destilación

presenta un calentamiento prolongado de los ácidos grasos a altas temperaturas y la consecuente inestabilidad térmica de los mismos. Debido a todos los motivos mencionados, se obtienen ácidos grasos de baja calidad y gran cantidad de residuos.

- *Destilación al vacío.* Es una destilación simple que implica la purificación de ácidos grasos mixtos. Se lleva a cabo a presión reducida (vacío) y presenta cortos tiempos de residencia. Con el fin de evitar la formación de emulsiones, se emplea destilación en seco, es decir, sin usar vapor o cualquier otro medio gaseoso como vehículo de los ácidos grasos.
- *Destilación fraccionada.* Este proceso consiste en la purificación y separación de ácidos grasos de acuerdo con la longitud de la cadena, es decir, en función de sus puntos de ebullición. En consecuencia, se obtienen fracciones de ácidos grasos con alta pureza.
- *Destilación molecular.* Es un tipo de destilación al vacío de corto recorrido. Se caracteriza por trabajar con presiones de vacío muy bajas (0.01 mbar o inferiores). Se emplea para separar compuestos con alto punto de ebullición y sensibles a la temperatura, como los ácidos grasos. Este proceso se basa en diferencias en la trayectoria media libre de las moléculas, debido a sus tamaños, es decir, la destilación molecular separa sustancias por su peso molecular.

1.5.4.2. Cristalización

La separación por cristalización permite la separación de una mezcla de ácidos grasos en una fracción con un punto de fusión más alto, que consiste principalmente en ácidos grasos saturados, y una fracción con un punto de fusión más bajo conformada principalmente de ácidos insaturados.

La cristalización de los ácidos grasos se puede llevar a cabo con ayuda de varios disolventes, tales como: etanol, acetona, acetona-ciclo pentano, diclorometano y emulsión de aceite en agua, a diferentes concentraciones y temperaturas. Sin embargo, también se puede realizar una cristalización en ausencia de solvente.

Estos procedimientos se emplean en la extracción de los ácidos esteárico y oleico, a partir de grasas animales y aceites, para su utilización en diferentes industrias. Uno de los inconvenientes que posee este proceso es que los ácidos grasos insaturados de cadenas largas tienden a cristalizarse junto a los saturados de cadenas más cortas. Bajo la presencia de

ambos ácidos, se debe combinar la cristalización con otro método de separación. Otra problemática que se presenta en el proceso es que la solubilidad de cada componente se vea afectada por la presencia de los otros, por lo que la solubilidad de un compuesto puro no siempre es aplicable al mismo compuesto en una mezcla.

1.5.4.2.1 Extracción con disolvente

Una de las técnicas más utilizadas para lograr separar un producto orgánico de una mezcla de reacción es la de extracción con solvente. Dentro de esta categoría se encuentran la extracción líquido-líquido y sólido-líquido. La extracción líquido-líquido depende de la actividad selectiva de un solvente sobre el ácido graso en disolución. De esta manera, se hace poco eficiente la separación, debido a la solubilidad mutua de las mezclas de ácidos y disolventes. Este inconveniente ha limitado el empleo de estos métodos haciéndolos impracticables para la separación de los ácidos grasos. En cambio, la extracción sólido-líquido con diferentes disolventes es ampliamente utilizada en la industria, tanto en reactor agitado como en soxhlet. La extracción con soxhlet, que combina la destilación y la extracción líquida de los componentes de forma continua, se utiliza con éxito en el aislamiento de productos a partir de vegetales y tejidos animales, aunque en ocasiones requiere tiempos prolongados. Esta técnica puede ser empleada en procesos desarrollados en el laboratorio y la industria, pero en la mayoría de los casos se emplea para lograr objetivos analíticos.

1.5.5. Obtención de monoglicéridos y diglicéridos

Los triglicéridos se utilizan como material de partida para la producción de productos muy valiosos como mono y diglicéridos mediante diferentes reacciones con glicerol. En la figura 1-14, se presenta un esquema de las posibles rutas de síntesis.

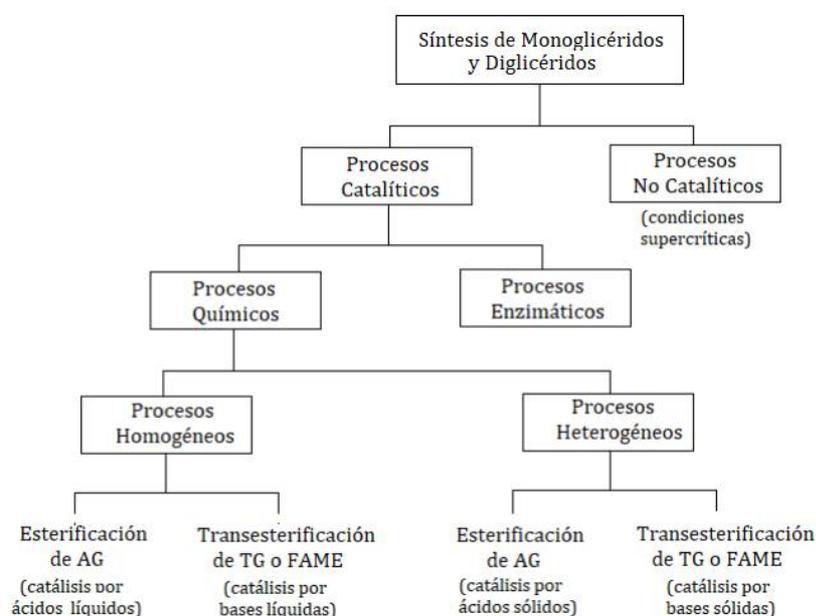


Figura 1-14. Esquema de las posibles rutas para la síntesis de monoglicéridos y diglicéridos.

A continuación, se detallan los caminos más importantes para la obtención de mono y diglicéridos que tienen como reactivos a triglicéridos y glicerol. Se deja de lado aquellos caminos que tienen como reactivo a los ácidos grasos o sus derivados ya que estos compuestos son los que se desea obtener como producto principal en la planta del presente proyecto y no tiene sentido utilizarlos para revalorizar un subproducto (glicerol) de su propia obtención.

1.5.5.1. Procesos enzimáticos

En los procesos catalizados por enzimas las principales rutas son: la alcoholólisis enzimática de triglicéridos y la esterificación enzimática del glicerol. En ambos procesos, las enzimas mayormente utilizadas son lipasas.

Debido a que las enzimas son solubles en agua e insolubles en las grasas, deben ser soportadas sobre diferentes materiales (celite, silica gel, quitosano, resinas acrílicas) para ser estabilizadas y requieren, además, solventes orgánicos (acetonitrilo, acetona, cloroformo, hexano) que permitan solubilizarlas en las grasas.

Estos procesos son realizados a temperaturas entre 35 y 50°C, a altas velocidades de agitación (400-600 RPM), relaciones molares de reactivos superiores a 4 y concentraciones de la enzima de 1-30%. A causa de la alta selectividad que presenta este tipo de proceso, se obtienen a partir de ellos rendimientos superiores al 80% de monoglicéridos y rendimientos menores del 3.5% de diglicéridos y triglicéridos. Si bien estos métodos permiten sintetizar

monoglicéridos con altos rendimientos a bajas temperaturas, por otro lado, son procedimientos costosos y difíciles de llevar a cabo siendo además poco eficientes debido al bajo nivel de reutilización de las enzimas.

1.5.5.2. Procesos supercríticos

Otro de los procesos menos convencionales es la obtención de monoglicéridos en condiciones supercríticas. Para la glicerólisis de triglicéridos realizada en autoclave a 250°C, a 100-200 atm, bajo agitación a 250 RPM, con una relación molar glicerol/triglicérido 34/1 y 4-8% P/P de contenido inicial de agua, en 9-10 hs de reacción, se obtiene una composición en el equilibrio que puede observarse en la tabla 1-11.

Tabla 1-11. Composición de la síntesis en condiciones supercríticas.

Compuesto	Composición en el equilibrio [% mol]
Monoglicéridos	66 - 71
Diglicéridos	13 - 15
Ácidos grasos libres	13 -17
Triglicéridos	0 -1

Cabe aclarar que la obtención de monoglicéridos en condiciones supercríticas requieren elevadas temperaturas y presiones de trabajo, lo que hacen que el proceso sea altamente costoso y que su aplicación en la industria sea baja.

1.5.5.3. Transesterificación de triglicéridos

La transesterificación de triglicéridos, también denominada glicerólisis, consiste en la reacción de triglicéridos con glicerina en presencia de un catalizador básico para la producción de monoglicéridos y diglicéridos. En la figura 1-15 se puede observar el esquema general de la glicerólisis de triglicéridos.

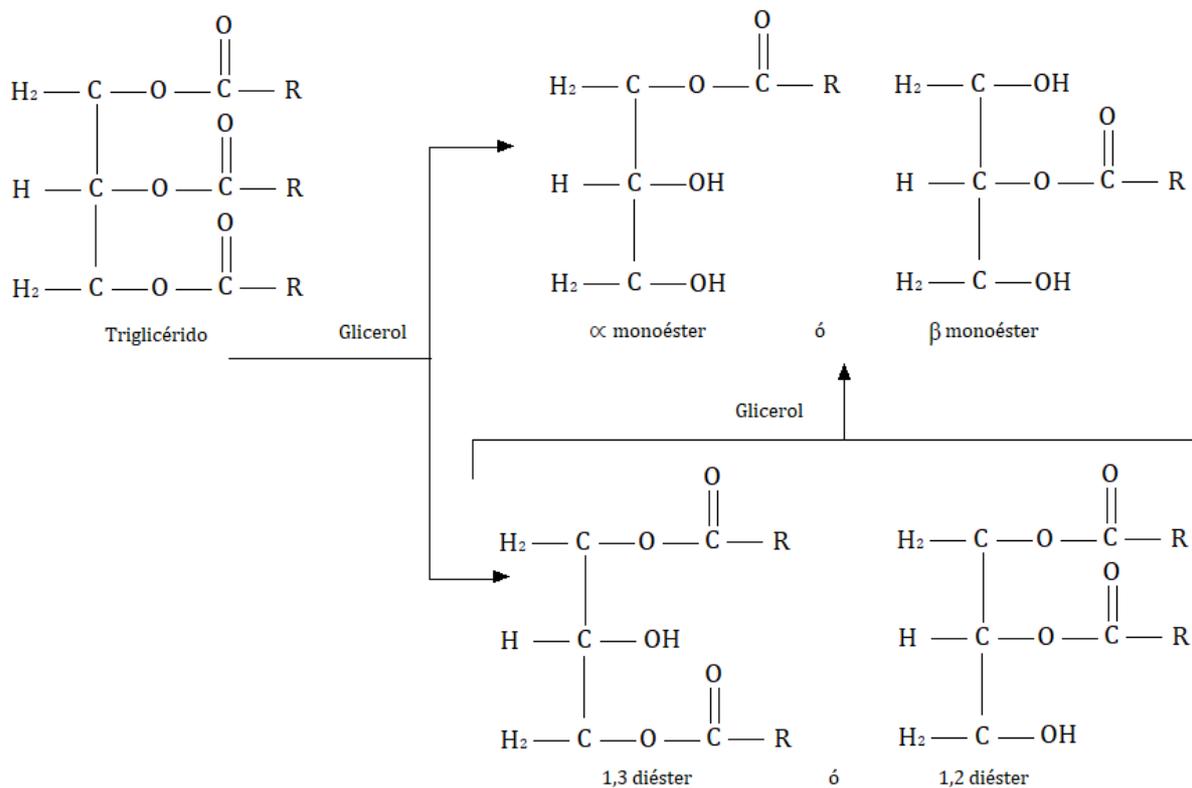


Figura 1-15. Obtención de monoglicérido y diglicérido por glicerólisis.

En la figura 1-16, se puede observar un diagrama del proceso industrial de producción de monoglicéridos a partir de catálisis homogénea.

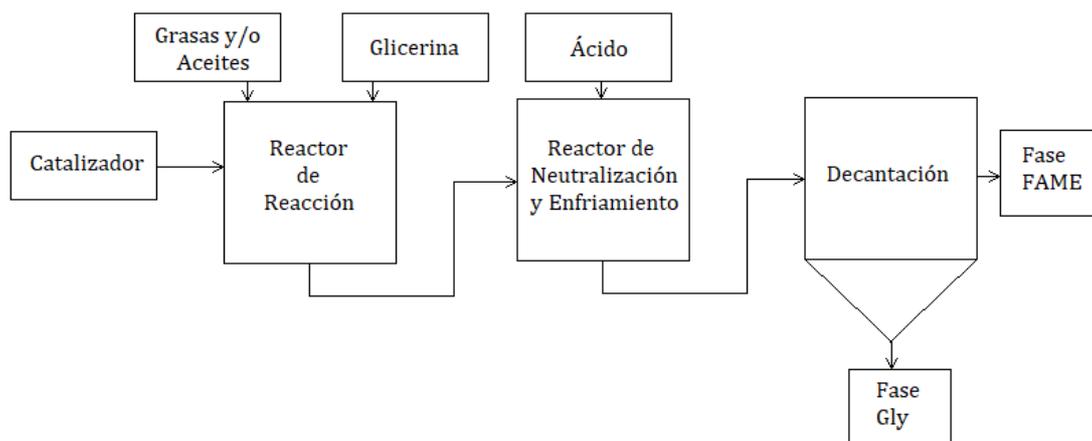


Figura 1-16. Representación esquemática del proceso industrial de producción de monoglicéridos a partir de catálisis homogénea.

La reacción se lleva a cabo en fase líquida generalmente en un reactor tanque agitado en forma discontinua, por catálisis homogénea utilizando catalizadores básicos tales como

NaOH, KOH, alcóxidos básicos, NaHCO_3 , Na_2CO_3 y $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Este último se utiliza ampliamente debido a su gran efectividad, fácil manejo y muy bajo costo, además de provocar un bajo desarrollo de color en el producto final. Las concentraciones de catalizador utilizadas a nivel industrial son entre 0.5-1.5% en peso de la carga total de los reactivos.

La temperatura de operación oscila entre 200 y 260°C, preferentemente cercano a la temperatura máxima donde existe una buena velocidad de reacción sin pérdida de calidad, lográndose una buena solubilidad del glicerol en el equilibrio. Sin embargo, se debe tener en cuenta que las altas temperaturas de reacción pueden generar la degradación de los componentes involucrados en la reacción.

Como la reacción es reversible, se utiliza comúnmente un exceso molar de glicerol de entre el 20-40%, dependiendo de la solubilidad del mismo en los triglicéridos.

Debido a la alta basicidad del catalizador utilizado en la reacción de glicerólisis, el mismo debe ser neutralizado con ácido fosfórico. Este proceso de neutralización del catalizador se realiza en caliente antes de eliminar el glicerol remanente, debido a que se produciría la reversión de la reacción, lo que además contribuye a la aparición de problemas relacionados con el color, el sabor y la estabilidad del producto.

Luego se produce la decantación de las fases, lo que permite la separación de la fase FAME y la fase Gly. La conversión de equilibrio de los triglicéridos es de aproximadamente 90%. Al final del proceso de reacción, la fase FAME contiene en masa aproximadamente 55-65% de monoglicéridos, 20-25% de diglicéridos y 10-20% de impurezas conformadas por triglicéridos y ácidos grasos libres.

La gran desventaja de la transesterificación de triglicéridos es que no permite obtener monoglicéridos con una distribución definida de ácidos grasos. Esto no es posible por el hecho de que la distribución de ácidos grasos en los triglicéridos difiere según su origen y naturaleza. Sin embargo, la glicerólisis de triglicéridos es el método de mayor aplicación industrial.

En este proyecto, se realizará el análisis del proceso utilizando triglicéridos provenientes del sebo vacuno y la glicerina que se genera como subproducto en la reacción de hidrólisis.

1.5.6. Diagrama de bloques del proceso propuesto

A continuación, en la figura 1-17, se presenta un diagrama total, cualitativo y preliminar de la planta industrial de producción de ácidos grasos a partir de sebo vacuno estudiada en el presente proyecto.

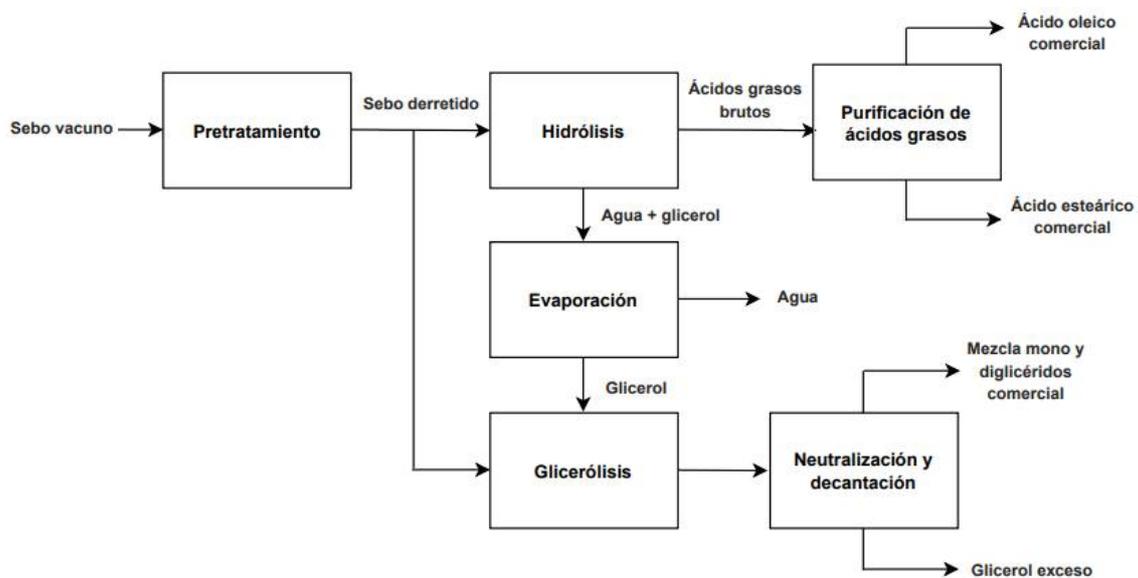


Figura 1-17. Diagrama de flujo preliminar de la planta industrial para el tratamiento de sebo vacuno.

1.6. Análisis del mercado

1.6.1. Industria Oleoquímica mundial: alternativa sostenible

Actualmente, la demanda mundial de productos biodegradables se encuentra en gran crecimiento debido a la búsqueda de soluciones sostenibles para la industria. El futuro agotamiento de las fuentes de energía no renovables, como el petróleo, genera interés en el estudio de nuevas alternativas para sustituir los productos derivados de dicho sector industrial que, a su vez, tienen un importante impacto ambiental negativo. Los factores mencionados anteriormente tienen un impacto positivo en el mercado global de oleoquímicos.

Los productos oleoquímicos derivan de materias primas naturales de fácil disponibilidad como aceites y grasas vegetales y animales. Dichos compuestos ofrecen una oportunidad de diversificación significativa y crecimiento sustancial para los actores globales de la industria de los oleoquímicos, ya que son sustitutos ecológicos, efectivos y de alta calidad para los productos derivados del petróleo.

Un agente crítico en el crecimiento de la industria oleoquímica son las políticas gubernamentales. Las medidas favorables tomadas por los gobiernos con respecto a los beneficios fiscales y los incentivos financieros para los productores de compuestos químicos con base biológica están impulsando el desarrollo de dicha industria. La innovación y la tecnología en la producción de derivados de ácidos grasos están abriendo nuevos horizontes para sus aplicaciones. Los fabricantes han adoptado un enfoque realista para reemplazar los productos petroquímicos por productos químicos de base biológica en un intento de minimizar la reformulación, el tiempo y el costo de reequipamiento. Se proyecta que esta tendencia influirá positivamente en las compañías involucradas en el desarrollo del potencial de varios oleoquímicos como los alcoholes, los ésteres de ácidos grasos y el glicerol.

Todos estos factores están impulsando el crecimiento del mercado en el futuro cercano. Sin embargo, hay que tener en cuenta que la volatilidad en el mercado de materias primas restringe el crecimiento del mercado.

La creciente demanda de productos duraderos y sostenibles ha impulsado la demanda de productos de materias primas sostenibles como ácidos grasos y otros polímeros o materias primas de base biológica. El uso de materias primas como aceites y grasas en lugar de materias primas a base de petróleo creará competencia para la producción/suministro de ácidos grasos y afectará los precios. Sin embargo, su uso dependerá en gran medida de los precios del petróleo crudo y de si los costos de cambio tienen sentido.

1.6.2. Mercado mundial de los Ácidos Grasos

En este apartado se analiza el mercado mundial de ácidos grasos teniendo en cuenta los datos proporcionados en los últimos años. Para ello se utilizaron las publicaciones realizadas por la consultora internacional LMC.

Según la geografía, el mercado de derivados de ácidos grasos está segmentado en Asia Pacífico, América del Norte, Europa, Oriente Medio, África y América Latina. Asia Pacífico está emergiendo como el mercado líder debido a la alta demanda de productos de consumo. Norteamérica y Europa son mercados importantes para los derivados de ácidos grasos. América del Norte tuvo la mayor participación de mercado en los últimos años. Oriente Medio, África y América Latina también son mercados prometedores para los derivados de ácidos grasos debido a su aplicación en una amplia gama de productos de consumo. En la

figura 1-18 se puede observar el gran crecimiento en la demanda de ácidos grasos según la región.

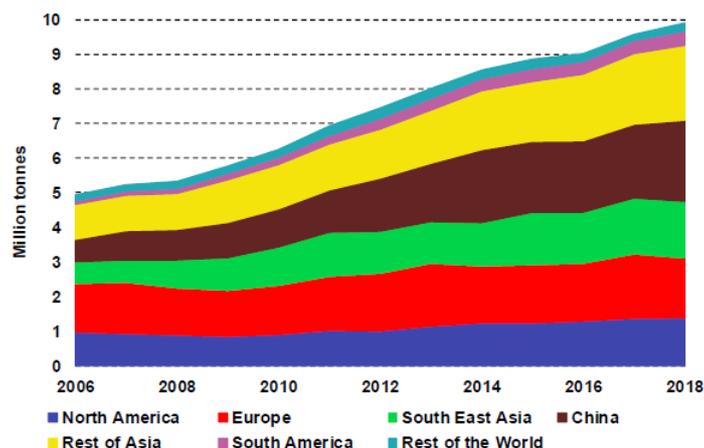


Figura 1-18. Evolución del consumo de ácidos grasos por región (2006-2018)

Al analizar la capacidad de producción de cada región (figura 1-19) se pueden observar diferentes tendencias. En cuanto a Europa y América del Norte se puede visualizar un crecimiento mucho más lento que el resto de las regiones. América del sur, y particularmente Argentina, presenta un notable crecimiento en la industria oleoquímica, siendo este uno de los potenciales líderes de la región. Este aspecto es sumamente alentador para la implementación de la planta propuesta en este proyecto.

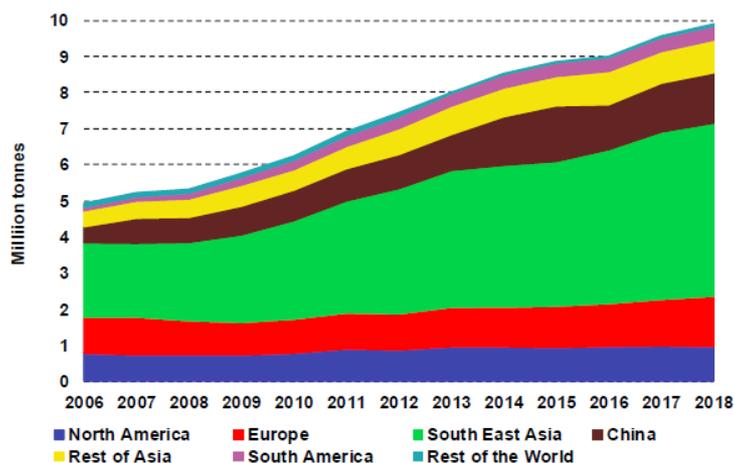


Figura 1-19. Evolución de la capacidad de producción de ácidos grasos por región (2006-2018).

Una vez que se define el entorno mundial del mercado de los ácidos grasos es importante describir la distribución de productos oleoquímicos de dicho mercado. Ya sea que se usen como tales o en forma de diversos derivados, los ácidos grasos se consumen en última

instancia en una amplia variedad de industrias de uso final. A continuación, en la figura 1-20, se puede observar el mercado mundial de ácidos grasos según sus derivados.

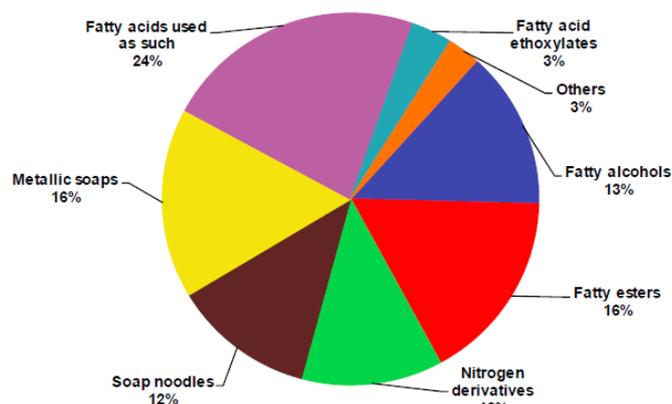


Figura 1-20. Mercado mundial de ácidos grasos por derivados.

Los ácidos grasos surgieron como la categoría de producto líder y representaron más del 50% de la demanda total en 2017 (figura 1-21).

Oleochemicals Market Revenue, By Type (%)



Figura 1-21. Distribución de los ingresos del mercado de oleoquímicos en 2017.

Se estima que la creciente aplicación de ácidos grasos en las industrias de cuidado personal y doméstico producirá un aumento en la demanda de ácidos grasos en los próximos años.

Los ácidos grasos industriales son la categoría más grande de ácidos grasos totales comercializados, que comprenden productos con una mezcla de ácidos grasos de diferentes longitudes de cadena, dependiendo de la materia prima utilizada. Al observar la distribución de la figura 1-22 se puede notar que, dentro del mercado de los ácidos grasos, más de la mitad de la producción se basa en ácidos grasos industriales y un 24% se destina a la producción de ácido oleico comercial y ácido esteárico comercial, los productos principales en este proyecto.

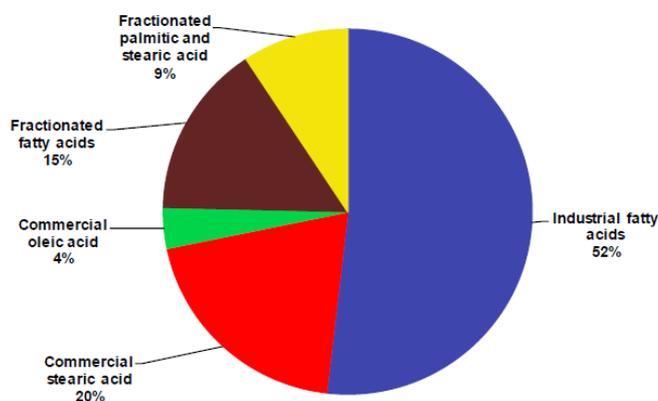


Figura 1-22. Mercado de ácidos grasos dividido por grupo clave, promedio (2015-2017).

El mercado mundial de oleoquímicos tuvo un valor de \$26.57 mil millones en 2018 y se proyecta que la demanda del mercado crecerá a una tasa compuesta anual de 4.9% durante el período de pronóstico (2019-2025).

La rentabilidad de los ácidos grasos mejoró en 2017 y 2018 después de un periodo poco favorable en 2016. Con pocos proyectos nuevos en proceso, las tasas de utilización deberían continuar mejorando. Este crecimiento se puede observar en la figura 1-23.

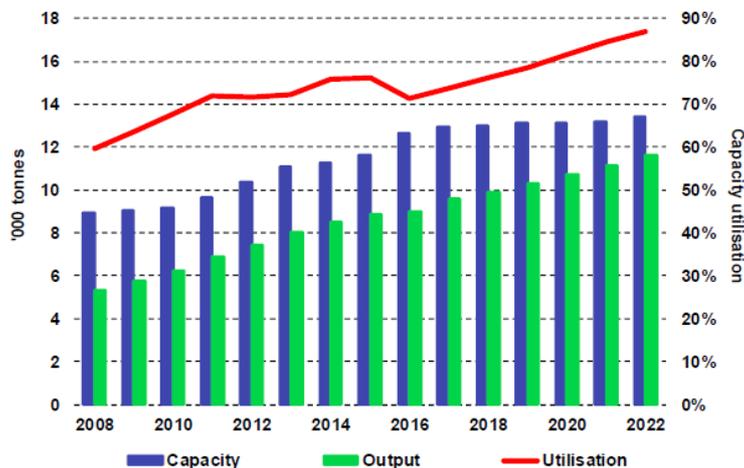


Figura 1-23. Capacidad, producción y porcentaje de utilización de ácidos grasos a nivel mundial, 2008-2022.

En la figura 1-24, se proyecta la tasa de crecimiento del mercado de ácidos grasos a 10 años respecto del crecimiento del PBI mundial en la misma cantidad de años. Aquí sobresale el crecimiento en la demanda de nutrición medicinal, que sobrepasa el crecimiento del PBI mundial. Este gráfico resulta interesante para visualizar los sectores en los cuales se utilizan los derivados de ácidos grasos.

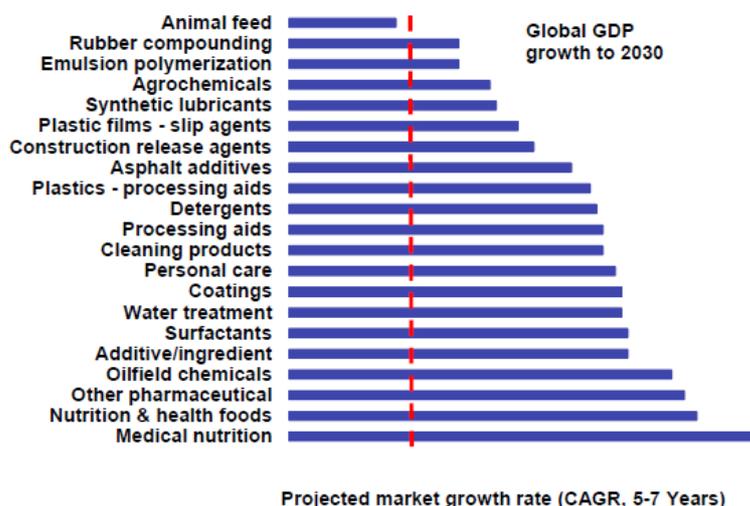


Figura 1-24. Tasas de crecimiento en sectores que utilizan derivados de ácidos grasos.

A nivel mundial, los mercados en los que se abastecen los productores oleoquímicos están muy centrados, con pocas firmas líderes poderosas que controlan una gran parte del mercado. Procter and Gamble (P&G), Unilever, Johnson and Johnson y Colgate tienen una fuerte participación en la industria en general.

El mercado tiene un inmenso potencial para nuevos participantes y fabricantes establecidos. Las empresas existentes pueden explorar los productos oleoquímicos y derivados basados en la materia prima de base biológica, ya sea por integración hacia adelante o hacia atrás, lo que permitirá a estas empresas fabricar productos que agreguen valor a su proceso existente.

1.6.3. Industria Oleoquímica Argentina

En cuanto a la industria oleoquímica nacional, no hay un mercado competitivo establecido. La empresa Materia Hnos. ubicada en la ciudad de Mar del Plata, es uno de los líderes a nivel mundial en la elaboración de oleoquímicos y derivados de alto nivel de calidad. Esta no cuenta con una competencia en la elaboración de oleoquímicos a nivel nacional. Cuenta con instalaciones y equipos para los diversos procesos que responden a normas internacionales de calidad y seguridad. Los productos oleoquímicos producidos por dicha empresa se han ganado su lugar en el mercado mundial al comercializarse a países como EE.UU., Japón, China, la UE y toda Latinoamérica.

Dicha empresa opera en un predio de 8 hts. y 20.000 m² cubiertos, con producción propia 4.000 kW/hora de generación de energía, secciones de fundición de sebo y destilación fraccionada, plantas de fraccionamiento, hidrogenación y envasado con envasadora automática de 8.000 kg/hora. Su producción ronda las 70.000 toneladas al año y tiene tanques

de almacenamiento con capacidad para 7.000 toneladas en planta Mar del Plata y 10.000 toneladas en planta Dock Sud, Bs. As. con puerto de Ultramar.

Es importante tener en cuenta los parámetros de producción de la principal empresa productora de Latinoamérica para poder establecer comparaciones en el tamaño de la producción y consumo energético, una vez que la planta se encuentre instalada y en funcionamiento.

1.7. Precios de los compuestos involucrados en el proceso

1.7.1. Precio de la materia prima

1.7.1.1. Tendencia mundial de los precios de las materias primas de la Industria oleoquímica

La demanda de aceites y grasas residuales ha incrementado notoriamente en los últimos años. Los incentivos para usar materias primas basadas en desechos han elevado la demanda y los precios de los mismos.

En la figura 1-25, se puede observar que para el mes de Julio de 2019 el valor del sebo en Europa y en Estados Unidos se encontraba alrededor de 645 USD/tn.

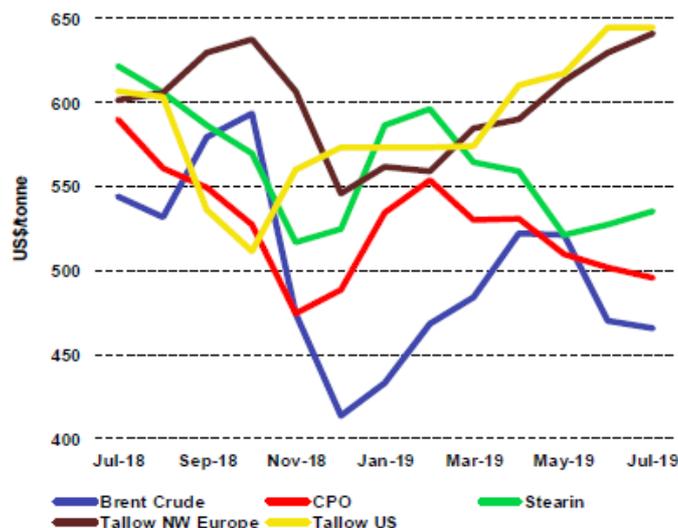


Figura 1-25. Evolución de los precios de las materias primas en Europa, periodo Julio 2018 a Julio 2019.

1.7.1.2. Tendencia nacional del precio del sebo vacuno

En la figura 1-26. se puede observar la evolución de los precios de los diferentes tipos de sebo fundido. Si bien el valor del sebo surge de un análisis de oferta y demanda, su valor nacional ronda los 500 USD/tn.

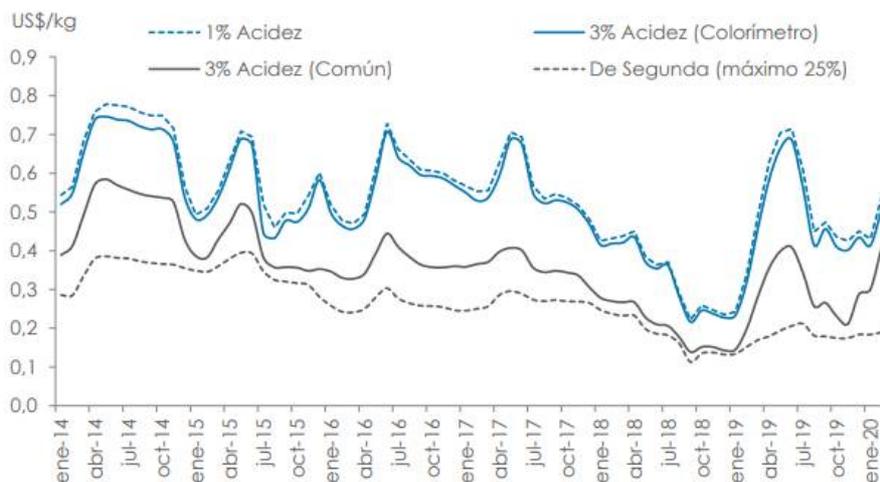


Figura 1-26. Evolución de los precios del sebo vacuno según su composición, periodo (2014-2020).

1.7.2. Precio de la glicerina y de los ácidos grasos

Los precios de la glicerina han sido volátiles desde que los enormes volúmenes de biodiesel transformaron el mercado. Los precios de la glicerina han estado en una tendencia descendente desde el comienzo de 2018. Los precios han llegado a nuevos mínimos pero muestran signos de estabilización. Como coproducto, la glicerina no controla su propio destino: los excedentes actuales han deprimido los precios, pero su amplia gama de usos finales puede actuar para elevarlos. La volatilidad de los precios de la glicerina se debe a la desconexión entre la oferta y la demanda, agravada por el hecho de que tiene más de 2.000 aplicaciones de uso final. Dicha volatilidad de los precios de la glicerina ha estado frustrando su mercado durante décadas.

Los mercados de glicerina se vieron presionados en 2018 por un exceso de producción de glicerina en el sudeste asiático. China ha demostrado una notable capacidad para absorber los suministros de glicerina excedentes del mundo.

A diferencia de los productores oleoquímicos, no todas las compañías de biodiesel refinan su glicerina, sino que deciden venderla a usuarios finales como producto bruto o refinerías de terceros. La elección está influenciada por los costos de refinación: estos difieren según la

ubicación, la tecnología, la escala, la energía y la calidad del producto. El precio de la glicerina refinada varía entre grados técnicos y farmacéuticos.

En cuanto a los ácidos grasos obtenidos en el proceso, el valor de cada uno de ellos, además de depender del valor de mercado, depende del proceso productivo involucrado en su obtención. En este sentido, aquellos ácidos grasos en los que se requiera una pureza elevada tendrán un mayor precio de venta.

1.7.2.1. Tendencia mundial

A continuación, en la figura 1-27, se presenta la evolución mundial del precio de diferentes ácidos grasos y de la glicerina refinada. Luego, en la figura 1-28, se presentan los precios de los principales oleoquímicos.

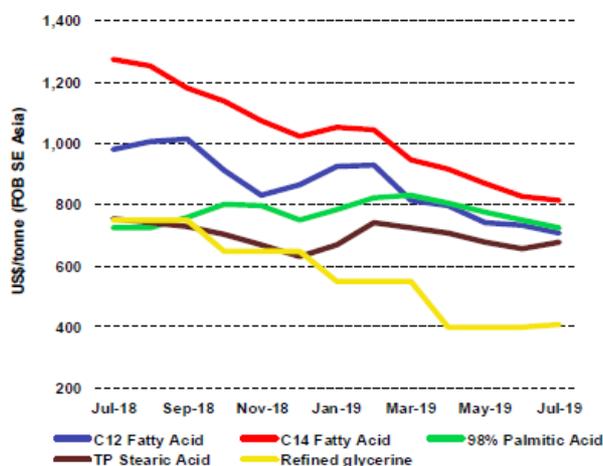


Figura 1-27. Evolución de los precios de ácidos grasos y glicerina refinada, periodo Julio 2018-Julio 2019.

Oleoline[®]
The Independent Oleo Reporter

OLEOCHEMICALS' MARKET PRICES

Report date : December 6, 2019

PRODUCT	PRICE		PACKAGING	COMMENTS
	FOB SEA PORTS	CIF NWE PORTS		
FATTY ACIDS				
C8/10 Caprylic/Capric Fatty Acid (Refined, heat stable)	USD 1700-1850 pmt	USD 1850-1950 pmt	in ADR isotank	Various opinions on market development. Price rather stable
99% C8 Caprylic Fatty Acid	USD 2250-2350 pmt	USD 2400-2500 pmt	in ADR isotank	Poor demand, volume hardly moves
98-99% C10 Capric Fatty Acid	USD 1750-1850 pmt	USD 1850-1900 pmt	in isotank	Market stable
99% C12 Lauric Fatty Acid	USD 900-950 pmt	USD 1000-1050 pmt	in 25kg bags / in iso	Difficulties for buyers and sellers to connect on price
99% C14 Myristic Fatty Acid	USD 900-980 pmt	USD 1000-1060 pmt	in 25kg bags / in iso	Very poor demand
98% C16 Palmitic Fatty Acid	USD 880-930 pmt	USD 960-1030 pmt	in 25kg bags / in iso	Good demand for feed, price increase
Triple Pressed Stearic Acid (50/50)	USD 820-870 pmt	USD 930-980 pmt	in 25kg bags	Price increasing
Distilled Topped PK Fatty Acid	USD 920-960 pmt	USD 1000-1060 pmt	in parcel tanker	Price is up
Distilled PK Fatty Acid	USD 990-1040 pmt	USD 1060-1120 pmt	in parcel tanker	Price is up
Oleic Acid (Vegetable based)	USD 900-960 pmt	USD 1000-1060 pmt	in isotank	Price is up
VEGETABLE OILS & TALLOW	FOB SEA PORTS	CIF ROTTERDAM		TREND
CPO	USD 640 pmt	USD 700 pmt	In bulk	↑
CPKO	USD 790 pmt	USD 840 pmt	In bulk	↑
CNO	USD 890 pmt	USD 940 pmt	In bulk	↑
Tallow Cat. 3 with 5% FFA	EUR 680-710 pmt DDP Europe		in bulk	↑
Exchange rate : 1 EUR = 1,11 USD				

Figura 1-28. Precios de los principales oleoquímicos.

1.7.3. Precio de monoglicéridos y diglicéridos

1.7.3.1. Tendencia mundial

Los derivados de glicerina, como el monoestearato de glicerol, han ganado importancia en la amplia gama de aplicaciones de alimentos y bebidas, incluidas confiterías, panaderías y bebidas proteicas. Se anticipa que los alimentos y bebidas emergerá como la aplicación de glicerol de mayor crecimiento con un CAGR de 7.7% para alcanzar un patrimonio neto superior a USD 429.3 millones para 2025 a nivel mundial.

1.7.3.2. Tendencia nacional

En Argentina, los monoglicéridos proceden en su totalidad de la importación, provenientes de países productores tales como India, Malasia, Bélgica, China, Estados Unidos y Brasil, debido a que no existe producción nacional de estos compuestos. La posición arancelaria clasifica a los monoglicéridos conjuntamente con otros compuestos como emulsionantes, lo cual no permite identificar en forma exacta la cantidad de monoglicéridos importados al

país. Sin embargo, se puede presumir que el análisis de las importaciones sería indicativo del consumo interno del país.

Argentina es un gran consumidor de emulsionantes, y el desarrollo de tecnologías que fomenten la producción de monoglicéridos permitiría no sólo cubrir las necesidades internas de consumo de estos compuestos, sino también valorizar al glicerol, un subproducto del biodiesel que en Argentina existe sobreabundantemente.

Por otro lado, comercialmente, los monoglicéridos se encuentran disponibles con diversos grados de pureza como monoglicéridos destilados (90-95% de MG), mezclas de monoglicéridos y diglicéridos (50% de MG, 35% de DG y 10% de TG) y formulaciones comerciales basadas en las mezclas anteriormente mencionadas llamadas mezclas emulsionantes (20-50% de MG). Estos productos poseen un costo que oscila entre 1.5 y 12 USD/kg, que varía en función de la pureza y cantidad comprada.

1.8. Ubicación de la planta industrial

El objetivo general de la localización de la planta productiva es el de elegir el lugar óptimo para las instalaciones, de manera que se favorezca el desarrollo de la actividad de la empresa y se minimice el costo de producción. Es por esto que la selección de la ubicación de la planta industrial requiere de un análisis adecuado de diferentes aspectos. En forma general, algunos factores a considerar para la elección son:

- *Disponibilidad de materia prima y envases.* Se debe tener en cuenta la ubicación de las diferentes fuentes de abastecimiento, los canales de distribución disponibles, el costo de los medios de transporte, etc.
- *Zonas de consumo o mercados.* Es necesario considerar la potencialidad relativa, crecimiento o disminución del mercado.
- *Suministro de energía y de combustibles.* Se debe analizar cuales son las principales fuentes de abastecimiento, su distancia, posibilidad de reservas futuras y el sistema de comercialización.
- *Suministro de agua.* Además de la cantidad requerida de agua se deben tener en cuenta las características del agua disponible. Ya sea la calidad, la temperatura, contenido de sólidos en suspensión, contenido de bacterias, entre otros.

- *Características geográficas.* Debe disponerse de mapas y planos para poder analizar la topografía del terreno. Además hay que tener en cuenta variables climáticas tales como las temperaturas máximas y mínimas, la humedad y las precipitaciones en los diferentes periodos del año.
- *Infraestructura existente y necesidades de completarla.* Tales como vivienda, energía, transporte, agua, desagüe, entre otras.
- *Beneficios otorgados exclusivamente por la elección de la localización.*
- *Importancia de la empresa en y para la región donde se localiza.*

Para determinar una localización de la planta en esta instancia preliminar, entre todos los factores mencionados anteriormente, se considera como factor más importante la disponibilidad de la materia prima. En ese sentido se detalla, a continuación, la distribución del sebo vacuno en el país.

En 2018, Argentina contaba con 204 mil establecimientos ganaderos y el 69% de ellos estaban localizados en la región central (Córdoba, Santa Fe, Entre Ríos, Buenos Aires y La Pampa); el 17% en el NEA (Corrientes, Misiones, Chaco y Formosa); el 7% en el NOA (Jujuy, Salta, Tucumán, Catamarca y Santiago del Estero), el 4% en Cuyo (La Rioja, San Juan, Mendoza y San Luis) y el 2% en la Patagonia (Neuquén, Río Negro, Chubut, Santa Cruz y Tierra del Fuego). La densidad del ganado bovino para el año 2017 a nivel nacional se puede observar en la figura 1-29.

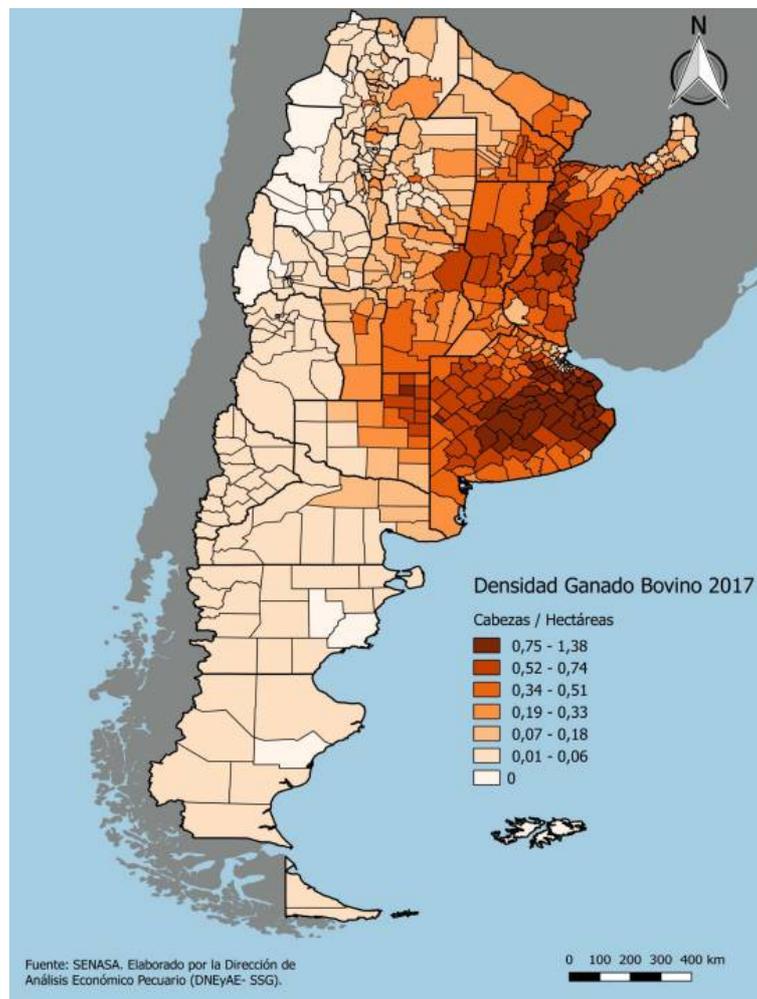


Figura 1-29. Densidad de ganado bovino en el año 2017 a nivel nacional.
Dirección de Análisis Económico Pecuario (2017). Distribución de la densidad bovina en Argentina.

La faena se realiza en frigoríficos y mataderos provinciales y municipales. La ubicación de las plantas faenadoras coincide generalmente con la proximidad a los centros urbanos. La mayor parte de las plantas activas se encuentran ubicadas en la provincia de Buenos Aires, le siguen la provincia de Chaco y Entre Ríos. En estas dos últimas, la mayor parte de los establecimientos son mataderos rurales, mientras que en Buenos Aires, Santa Fe y Córdoba la mayoría son frigoríficos.

1.8.1. División de la Provincia de Buenos Aires en cinco regiones productivas

En la figura 1-30, se presenta un mapa esquemático que muestra la división de la provincia de Buenos Aires por sectores productivos.

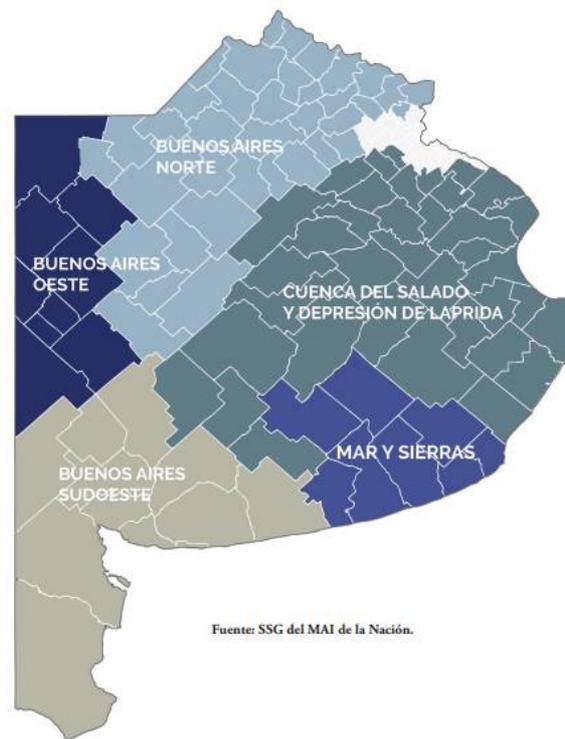


Figura 1-30. División de la provincia de Buenos Aires en sectores productivos (a excepción del conurbano bonaerense). Colegio de Veterinarios de la provincia de Buenos Aires (2019). Caracterización de la producción vacuna en la Provincia de Buenos Aires.

La región Norte, especialmente dedicada a la Agricultura y donde la producción láctea posee una importante participación, mantiene un stock del 20% del total de las cabezas provinciales en 7 millones de hectáreas.

La cuenca del salado y depresión de Laprida es la zona de mayor relevancia en cuanto a la cría no sólo de esta provincia sino también del país. Conserva casi la mitad de las vacas (49%) y un 46% del stock total provincial en una superficie aproximada de 10 mil millones de hectáreas.

La región del Oeste, caracterizada como de recría e invernada y agricultura, concentra el 11% del total provincial de cabezas en una superficie de 3.5 millones de hectáreas.

La región del Sudoeste, es una zona ganadera con perfil de cría pero también donde la agricultura tiene un papel importante, mantiene un 15% del total de establecimientos y stock provincial en una superficie de 6.7 millones de hectáreas.

Por último, la región de Mar y Sierras, zona con perfil agrícola ganadero en donde se integra la agricultura con un área de explotación lechera; representa el 9% del total de establecimientos y stock provincial, sobre una superficie de 3 millones de hectáreas.

La provincia de Buenos Aires, considerando las cinco regiones productivas, aporta el 35% del stock nacional y el 24% de los establecimientos ganaderos del país. El 20% de dichos establecimientos se encuentran en el norte de Buenos Aires. El norte de Buenos Aires concentra el 38% de los frigoríficos del país y el 65% del total provincial siendo, a su vez, de mayor tamaño que los localizados en el centro-sur de Buenos Aires, ya que absorben el 76% de la faena provincial y el 52% del total nacional.

A continuación, en la tabla 1-12, se presentan los valores que representan la tendencia histórica de rodeo bovino, tanto stock como faena de ganado, a nivel nacional desde el año 2015 hasta 2019, considerando la clasificación de ganado según especies bovinas.

Tabla 1-12. Evolución del rodeo bovino en cabezas. IPCVA.(2019). Faena y producción de carne vacuna.

Categoría	Toros	Vacas	Novillos, Novillitos y Terneros	Vaquillonas y Terneras	TOTAL
<i>Stock 2015</i>	1231202	22381768	13547215	14269663	51429848
<i>Faena 2015</i>	189856	1941829	6916290	3108624	12156600
<i>Stock 2016</i>	1262078	22945852	13652658	14776190	52636778
<i>Faena 2016</i>	168285	2054056	6730865	2767142	11720348
<i>Stock 2017</i>	1290044	23362043	13702609	14999091	53353787
<i>Faena 2017</i>	176385	2128792	7028027	3272477	12605681
<i>Stock 2018</i>	1088533	23761521	14059399	15019537	53928990
<i>Faena 2018</i>	206299	2531951	7131765	3582814	13452830
<i>Stock 2019</i>	1066440	23633533	14279608	14966227	53945808
<i>Faena 2019</i>	239543	2728299	6950992	4036183	13955017

En la figura 1-31, se puede observar de una manera más explícita la distribución de especies bovinas implicadas en la faena para el año 2019, representada en cabezas de ganado.

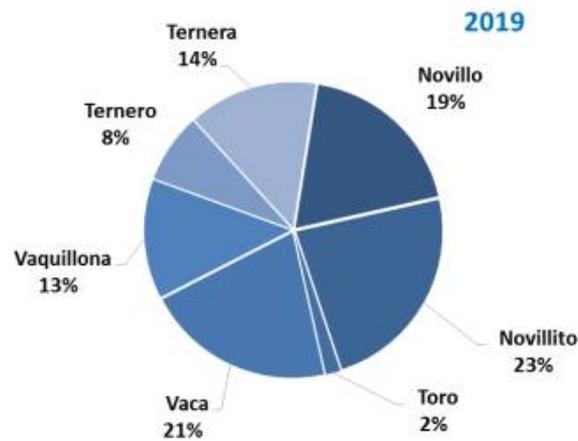


Figura 1-31. Faena 2019, distribución por especies bovinas (en cabezas).
 Secretaria de agroindustria. (2019). Faena y producción de carne bovina.

1.8.2. Disponibilidad de materia prima

Según la Cámara de Subproductos Ganaderos de la Bolsa de Comercio de Buenos Aires, la producción nacional de grasas de origen animal (vacuno, aviar y porcino) es de 340.000 toneladas/año.

A continuación, se realiza un cálculo estimativo sobre la capacidad de producción de sebo con la que cuenta la provincia de Buenos Aires. Dicha estimación se basa en la cantidad de cabezas de ganado faenadas en el año 2019 (tabla 1-12), considerando que dicha provincia absorbe casi el 50% de la faena total nacional. Además, se toma como peso promedio 400 kg vivo por cabeza y se considera que se puede llegar a obtener hasta un 4% de sebo de cada cabeza de ganado.

$$Producción\ nacional = 13955017 \frac{cabezas}{año} \cdot 400 \frac{kg\ vivo}{cabeza} \cdot \frac{4\ kg\ sebo}{100\ kg\ vivo} = 223280272 \frac{kg\ sebo}{año}$$

$$Producción\ nacional \approx 223000\ toneladas\ sebo\ vacuno/año$$

$$Producción\ en\ BS\ AS = 223280272 \frac{kg\ sebo}{año} \cdot \frac{50\ cabezas\ Bs\ As}{100\ cabezas\ nacional} = 111640136 \frac{kg\ sebo}{año}$$

$$Producción\ en\ BS\ AS \approx 112000\ toneladas\ sebo\ vacuno/año$$

Al observar las estimaciones realizadas y al considerar que la Provincia de Buenos Aires podría llegar a concentrar aproximadamente el 50% de la producción de sebo vacuno nacional, dicha provincia surge como lugar óptimo para la ubicación de la planta productora de ácidos grasos a partir de sebo vacuno. Esto se justifica no sólo porque cuenta con la mayor

disponibilidad de materia prima del país, acarreado menores costos de transporte, sino que también presenta una gran disponibilidad de servicios utilizados en el proceso industrial como son, por ejemplo, los energéticos. Además, la cercanía con los puertos de dicha provincia, amplía el mercado de exportación de los productos obtenidos luego del proceso industrial.

Según fuente de la Cámara de Subproductos Ganaderos de la Bolsa de Comercio de Buenos Aires, en la ciudad de Mar del Plata está la única empresa que produce ácidos grasos en Argentina a partir del sebo (exclusivamente vacuno). La empresa a la cual se hace referencia es Materia Hnos que es, además, un fuerte exportador. Ésto no llama la atención considerando lo mencionado previamente, la gran disponibilidad de materia prima y la cercanía a los puertos, en este caso, al puerto de Mar del Plata, entre otros factores positivos de la ubicación en la que se encuentra.

Finalmente, al considerar el caso de la empresa a la cual se le hace mención en el párrafo anterior, las posibles ubicaciones de la planta industrial del presente proyecto podrían ser tanto Mar del Plata como alguna localidad del conurbano bonaerense donde abundan los parques industriales. Debido a la fácil accesibilidad a la materia prima requerida para la producción de ácidos grasos como también la gran disponibilidad de recursos sociales, económicos y energéticos se decide localizar la planta química en Merlo, Provincia de Buenos Aires.

1.9. Justificación preliminar del proyecto

El proyecto, que tiene por objetivo la producción de ácidos grasos a partir de sebo vacuno en Argentina y cuyo estudio preliminar se desarrolla a lo largo de este capítulo, centra su interés en la reutilización de subproductos ganaderos para la obtención de productos de interés tanto en mercado nacional como internacional.

El proyecto surge como consecuencia de la creciente demanda de productos sostenibles de base natural o biológica que reemplacen o sustituyan a los productos obtenidos de la industria petroquímica por dos motivos principales, el primero, la materia prima para estas industrias son fuentes no renovables que se van a acabar en un futuro cercano. El segundo motivo, contempla la elevada toxicidad que implican los procesos petroquímicos y el daño al medio ambiente que provocan. Estos motivos despiertan el interés del estudio de nuevos procesos y tecnologías con el fin de satisfacer las necesidades mundiales en cuanto a la

química verde. Un importante foco para la aplicación de nuevas medidas amigables con el ambiente es la industria oleoquímica, este proyecto apunta a dicho sector que actualmente se encuentra en desarrollo en nuestro país.

El desarrollo del proyecto en cuestión se fundamenta, además, en las consecuencias que este trae consigo y que tienen un impacto positivo en Argentina. Dentro de dichas consecuencias se encuentra el hecho de agregar rentabilidad económica a la industria ganadera en nuestro país. En la mayoría de los casos, los subproductos ganaderos se descartan, en cambio, el objetivo de este proyecto se basa en la utilización de los mismos, principalmente el sebo vacuno, para obtener productos con mayor valor agregado, destinados tanto al mercado nacional como al mercado internacional por su amplia utilización en diversos tipos de industrias. La ganadería en Argentina es una de las principales fuentes de su economía, por tanto, existe una gran producción de cabezas de ganado bovino anualmente y, con ello, una gran producción de sebo, principalmente vacuno, que no tiene un destino claro en la industria para su aprovechamiento. Es por este motivo que la gran disponibilidad de sebo vacuno como materia prima en el proceso de producción para la obtención de ácidos grasos y la reutilización del mismo lleva a plantear el estudio presentado en este capítulo.

Además, el proyecto contempla la producción de mono y diglicéridos a partir de los triglicéridos presentes en el sebo vacuno y de la glicerina que se obtiene como subproducto en la obtención de ácidos grasos. Esto eleva la rentabilidad del proyecto en cuestión ya que se aumenta el valor agregado de los productos obtenidos mediante el procesamiento de la glicerina. La glicerina como tal se obtiene como subproducto en muchos procesos de la industria oleoquímica. El aumento de la producción de biodiesel a nivel mundial trae como consecuencia una oferta excesiva de dicho compuesto, siendo muchas veces solamente descartado. Es por dicho motivo, que el proyecto involucra una etapa de producción adicional con el fin de aprovechar la glicerina obtenida como coproducto y obtener beneficio económico a partir de ello.

Por su parte, otra de las consecuencias positivas que trae aparejado este proyecto es el impulso de la industria oleoquímica de base biológica en nuestro país, principalmente en cuanto a la producción de ácidos grasos, que actualmente se encuentra muy poco desarrollada. Los ácidos grasos son ampliamente utilizados en infinidad de productos fabricados por las industrias de nuestro país y hoy en día la mayoría de dichos compuestos oleoquímicos se importan de otros países. La implementación del proyecto ofrecería una fuente de producción de ácidos grasos para Argentina, minimizando la importación de los

mismos y provocando, tal vez, un aumento de la rentabilidad para las industrias nacionales. De este modo, se plantea el proyecto también como una manera de ampliar el sector industrial, productivo y económico de Argentina.

1.10. Bibliografía

- Allied Market Research. (2017). *Oleochemicals Market Overview*.
- Al-Zuhair, S. (2007). *Production of biodiesel: possibilities and challenges*. *Biofuels, Bioprod. Bioref.*, 57–66.
- Bailey, A. E. (2005). *Bailey's Industrial Oil And Fat Products*. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.
- Bonilla J. R., & Hoyos J. L. (2018). *Métodos de extracción, refinación y concentración de aceite de pescado como fuente de ácidos grasos omega-3*, Corpoica Ciencia y Tecnología Agropecuaria.
- Combs, D. L. (1985). *Processing for Industrial Fatty Acids - I. Trends in palm and lauric oil usage*, 327-329.
- Cuellas, A., Oddone, S., & Graselli, M. (2010). *Modelado de un reactor tubular de lipasas inmovilizadas para la producción de glicerol y ácidos grasos a partir de aceites*. *Grasas y Aceites*, 175-182.
- Darbha, S., Satyarthi, J. K., Thirumalaiswamy, R., & Deshpande, S. S. (2013). España Patente nº 2.428.289.
- Dimian A.; Bildea S. C. (2008). *Chemical Process Design - Computer Aided Case Study*.
- Dirección de Análisis Económico Pecuario (2017). *Distribución de la densidad bovina en Argentina*. Ministerio de la Agroindustria, Presidencia de la Nación.
- Ferretti, C. A. (2010). *Tesis doctoral: Valoración catalítica de glicerol síntesis de monoglicéridos*. Universidad Nacional del Litoral.
- Haupt, D. E.; Drinkard, G.; Pierce, H. F. (1984). *Future of petrochemical raw materials in oleochemical markets*.
- *How Does the Dry By-Product Rendering Process Work?* Obtenido de <https://www.renderingbyproductsaust.com.au/how-does-the-dry-by-product-rendering>
- Industry ARC. (2017). *Oleochemicals Market Segment Analysis*.
- IPCVA. (2019). *Faena y producción de carne vacuna*.
- Kern D. (1972). *Procesos de Transferencia de Calor*, Editorial Continental. 5a Edición
- *Lascaray Oleochemicals*. Obtenido de: <https://www.lascaray.com/>

- LMC International. (2018). *The market outlook of fatty acids*.
- LMC International. (2019). *Oleochemicals Market Insight*.
- López C., Pacheco R. (2000). *Tesis de licenciatura: Estudio de factibilidad para el tratamiento de grasas para la producción de ácidos grasos y glicerina*. Michoacán, México.
- Marrero D. (2006). *Obtención y determinación de ácidos grasos de muy elevada masa molecular*, Revista CENIC Ciencias Químicas, Vol. 37, No. 1. Cuba
- Mateos, S.L. Obtenido de <https://mateossl.es/>
- *Materia Oleochemicals*. Obtenido de: <https://www.materiaoleochemicals.com/>
- Merino, L. M. (2003). *Tesis doctoral: Producción de monoglicéridos por esterificación de glicerina con ácidos cinámico y p-metoxicinámico*. Universidad Complutense de Madrid.
- Moghis U. A. (2019). *Fatty Acids: Chemistry, Synthesis, and Applications*.
- Montero, R. A. (2003). *Tesis: Estudio de la transesterificación del aceite vegetal con metanol*. Universidad Rey Juan Carlos.
- Narayani, T., & C., P. R. (2015). *Modeling, identification, and control for the production of glycerol by the hydrolysis of tallow*. Rev Chem Eng 2015.
- Narayani, T., Barnabas, V., & Panda, R. C. (2019). *Aqueous hydrolysis of tallow for the production of glycerin: Model development and study on parametric sensitivity*. Chemical Engineering Communications.
- Nelson, D. L. & Cox, M. M. (2006). *Lehninger Principios de Bioquímica*, 4ª edición. Ed. Omega, Barcelona.
- Normativa Argentina, (2020) *Definición de sebo*. Obtenido de: <https://www.argentina.gob.ar/normativa/recurso/24788/dn4238-1968cap25/htm>
- *Oleochemicals Market Size*. (2019). *Share & Trend Analysis Report by Product (Fatty Acid, Fatty Alcohol, Glycerol), By Region and Segment Forecasts, (2019 - 2025)*
- Paolilli, M. C. (2019). *Estructura de la cadena de carne bovina argentina*. INTA Pergamino.
- Pattison, S.E.,(1988). *Fatty acid and their industrial Applications*, Ed. Dekker
- Pisarello, M. L. (2010). *Tesis doctoral: Producción de biodiesel: equilibrio fisicoquímico y cinética de esterificación y transesterificación con diferentes catalizadores y alcoholes*. Universidad Nacional del Litoral.
- *Procesos Industriales* Obtenido de <Ehttp://www.refineriadelfcentro.com.ar/es/procesos-industriales#29032>
- Rames C. (2015). *Modeling, identification, and control for the production of glycerol by the hydrolysis of tallow*.

- Secretaria de agroindustria. (2019). *Faena y producción de carne bovina*.
- Secretaria de agroindustria. (2019). *Sistema de clasificación oficial bovina*.
- Secretaria de agroindustria. (2020). *Informe de precios de Subproductos Bovinos*.
- Transparency Market Research. (2017). *Fatty Acid Derivative Market - Global Industry Analysis, Size, Share, Growth, Trends and Forecast 2017 - 2025*
- Varios. (2008). *Tecnologías para la obtención de oleoquímicos provenientes del aceite de palmiste*.
- W. Christie (Ed). (2003). *Lipid Analysis*, 3rd ed., *The Oily Press*, Bridgewater, England.

CAPÍTULO 2

Estructura de la planta y balances de masa

2.1. Objetivos del capítulo

En este capítulo se desarrollan diferentes objetivos. En primer lugar, se define la tecnología del proceso. Esto incluye la definición de las operaciones involucradas en el pretratamiento de la materia prima, las condiciones operativas de los principales sistemas reactivos (hidrólisis y glicerólisis) y los diferentes procesos de purificación de los productos de reacción.

Por un lado, se propone el diseño del diagrama de flujo de la planta. Esto se realiza con el fin de puntualizar el número de operaciones y por ende los equipos involucrados. A su vez, se definen las diferentes subplantas del proyecto. Por otro lado, se identifican las características de las corrientes de entrada y de salida de cada proceso.

Por último, se realiza el planteo de los balances de masa tanto globales como por componente para poder determinar las características de las corrientes involucradas en la planta química. En este sentido se define la capacidad de producción de la planta, para poder determinar claramente el caudal de materia prima a procesar y la cantidad de producto final obtenido.

2.2. Tecnología de proceso

2.2.1 Pretratamiento de materia prima

En general, el sebo se puede obtener en dos formatos: como sebo en rama recolectado de múltiples carnicerías y frigoríficos o como sebo fundido industrial, donde este último posee un previo tratamiento industrial. Para el desarrollo del diseño de esta planta industrial, se optó por la utilización del sebo en rama debido a que éste resulta ser una materia prima económica debido a su condición de desecho en la industria alimenticia y, a diferencia de su contraparte derretida, no posee ningún pretratamiento adicional lo cual permite tratarla de modo de obtener las condiciones ideales para los procesos posteriores.

2.2.1.1. Recepción, lavado y triturado del sebo en rama

El tratamiento inicia con la recepción del sebo en rama procedente de diversas carnicerías y frigoríficos. Luego se realiza el lavado del sebo con agua para remover las impurezas sólidas más significativas. Posteriormente, para lograr cierta homogeneización de la materia prima y garantizar una posterior fusión eficiente, se realiza el triturado del sebo.

2.2.1.2. Fusión del sebo en rama

El sebo triturado puede ser fundido mediante dos procedimientos diferentes: tratamiento “en húmedo” o “en seco”.

2.2.1.2.1. Tratamiento en húmedo

En este tipo de tratamiento, el material es calentado de manera directa con vapor. El procedimiento se realiza en cisternas cilíndricas y verticales con una parte superior convexa y una parte inferior en forma de cono (figura 2-1). Las materias primas se cargan en dichas cisternas y toda la carga es hervida a causa de la presencia de un vapor vivo a una presión de aproximadamente 3.4 bares. Luego de seis u ocho horas de cocción y de dos o tres horas de sedimentación se obtiene grasa, agua de la cisterna y residuos, los cuales son separados a su respectivo nivel.

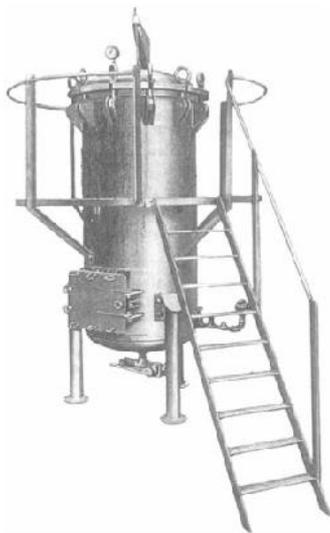


Figura 2-1. Depósito de fusión de grasas en húmedo.

2.2.1.2.2. Tratamiento en seco

Este tipo de tratamiento se ha originado recientemente y se lo prefiere frente al método húmedo debido a las complicaciones que presenta la manipulación de los residuos húmedos y las pérdidas de proteínas que se originan cuando no se logra evaporar el agua del depósito.

Luego de que la materia prima sea lavada y triturada comienza el procedimiento de fusión. El horno consiste en un recipiente cilíndrico horizontal que se calienta a través de una camisa de vapor. El horno posee una paleta giratoria la cual puede también calentarse en su interior con vapor.

La temperatura a la cual es llevada a cabo la cocción permite desnaturalizar el tejido adiposo liberando triglicéridos. Dicho proceso es conocido habitualmente como cocino de proteínas, en el cual se logra la formación de dos fase: una líquida constituida por la materia grasa derretida y otra sólida o expeller, compuesta principalmente por proteínas. El proceso finaliza cuando el material alcanza una temperatura de 110°C a 120°C. A esta temperatura el material se encontrará esterilizado y, mediante la evaporación, se logra eliminar totalmente la humedad que posee la materia prima, la cual se encuentra compuesta por la humedad proveniente del sebo original y los remanentes de agua producto de la operación de lavado previa. Se debe tener el cuidado de no llevar a cabo una cocción excesiva debido a que generaría el deterioro de la calidad del producto de cocción y, además, denotaría un olor a quemado ácido, el cual se dispersa a grandes distancias.

Finalizada la cocción del sebo, este ingresa a un sistema de filtrado continuo con el fin de separar el sebo líquido del material sólido, denominado expeller o chicharrón. Una vez separadas las dos fases, la fase líquida ingresa a una máquina centrífuga donde es purificado. El sebo purificado que se obtiene a la salida de dichos procesos, es destinado a los reactores de hidrólisis y glicerólisis.

2.2.1.3 Diagrama de flujo del pretratamiento de la materia prima

A continuación, en la figura 2-2, se presenta el diagrama de flujo del sistema 'Pretratamiento de la materia prima' con sus respectivas operaciones.

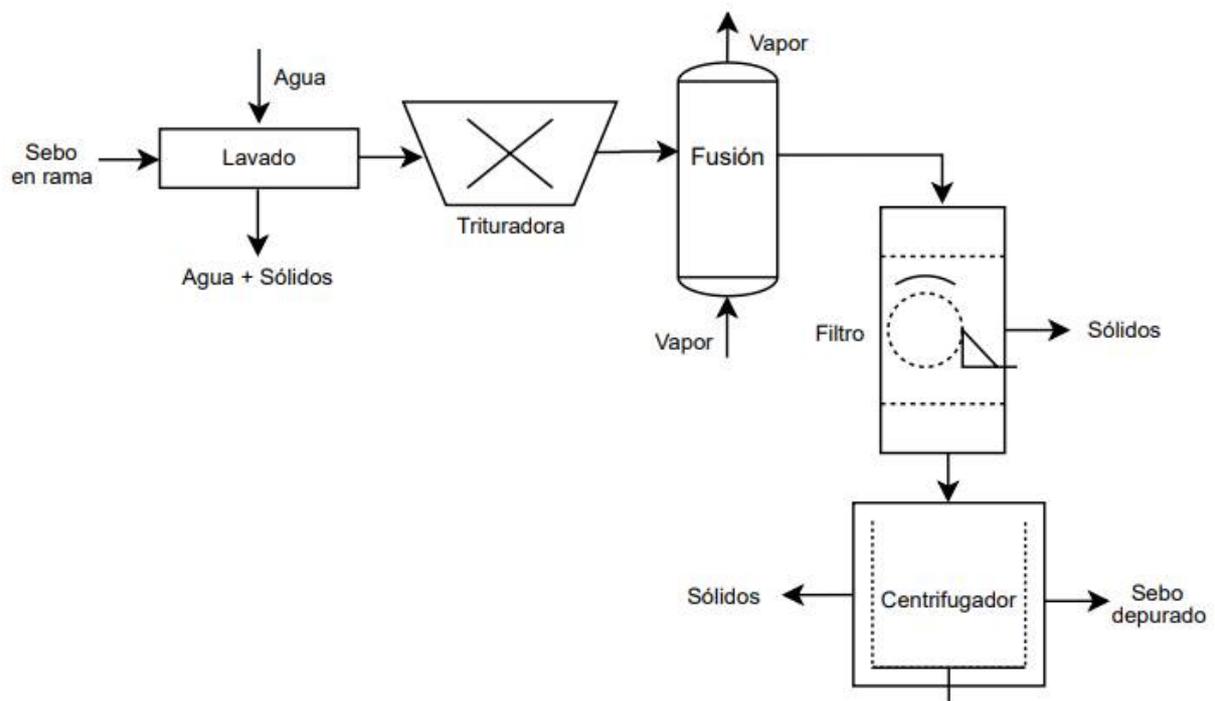


Figura 2-2. Diagrama de flujo del sistema 'Pretratamiento de la materia prima'.

2.2.2. Hidrólisis

2.2.2.1. Reacción química y número de etapas

La obtención de ácidos grasos a partir de triglicéridos ocurre mediante la reacción de hidrólisis. Esta consta de tres etapas reversibles donde tri- (TG), di- (DG) y monoglicéridos (MG) reaccionan con agua (W) para obtener ácidos grasos (AG) y glicerol (G), donde DG y MG actúan como intermediarios (figura 2-3).

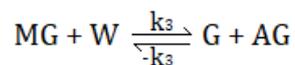
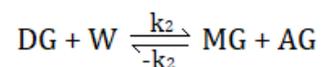
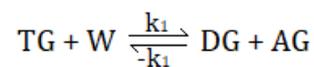


Figura 2-3. Mecanismo de reacción de la hidrólisis.

La reacción puede resumirse en una reacción de una única etapa donde los triglicéridos (TG) reaccionan con el agua (W) para obtener ácidos grasos (AG) y glicerol (G), como se presenta en la figura 2-4.

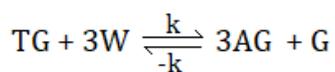


Figura 2-4. Reacción global de hidrólisis.

2.2.2.2. Aspectos importantes

Como se evidencia en la tabla 2-1, a temperatura ambiente la reacción no es termodinámicamente viable ya que la energía libre de Gibbs es positiva, provocando que la reacción no sea espontánea en tales condiciones. Si se eleva la temperatura y la presión, la hidrólisis es factible ya que el valor de ΔG es levemente negativo.

Tabla 2-1. Entalpía, entropía y energía libre de Gibbs de la hidrólisis de triglicéridos.

Condiciones operativas	25°C, 1 bar	250°C, 50 bar
ΔH [kJ/mol.K]	129.99	-320.61
ΔS [kJ/mol.K]	-0.11	-0.52
ΔG [kJ/mol.K]	161.84	-47.42

Las altas temperaturas requeridas para el proceso deben ser acompañadas por altas presiones para mantener el agua en estado líquido y así poder tener ambas fases en el mismo estado. A elevadas temperaturas, el agua tiene una constante dieléctrica menor, comportándose más como un solvente polar orgánico. Esto genera un aumento de la solubilidad del agua en la fase orgánica, llevando a un mayor contacto entre ambas fases y resultando finalmente en una mayor velocidad de reacción.

2.2.2.3. Condiciones de operación

2.2.2.3.1. Catalizador, temperatura y presión

Sin catalizador, las temperaturas óptimas de operación se ubican entre los 210-260°C y las presiones van desde un rango de 20 a 60 bares. No es necesaria la utilización de un catalizador ya que, en dichas condiciones, las velocidades de reacción alcanzadas son lo suficientemente rápidas para que se trate de un proceso eficaz. Con el aumento de la temperatura y la presión, la solubilidad del agua en la fase orgánica aumenta siendo posible obtener una fase homogénea, si las condiciones son las adecuadas.

Luego, las condiciones de temperatura y presión elegidas para la operación del reactor de hidrólisis, en base a la bibliografía estudiada, son 260°C y 50 bares, respectivamente.

2.2.2.3.2. Conversión

Con las condiciones de operación mencionadas anteriormente (260°C y 50 bares), las conversiones alcanzadas son elevadas, obteniéndose valores cercanos al 99% en condiciones favorables.

A modo de obtener valores preliminares, el valor de conversión que se va a suponer es de 95% debido a varios factores. Aunque en la bibliografía consultada se evidencian conversiones superiores en condiciones similares, la falta de información detallada acerca de los procesos involucrados y la amplia gama de valores posibles a obtener genera una dificultad a la hora de determinar un valor exacto para la conversión de triglicéridos. Asimismo, conforme avance la investigación, se analizarán en detalle la cinética de la reacción y su dependencia con las condiciones de operación, por lo que se podrá ajustar el valor de conversión esperado a uno más verosímil.

2.2.2.3.3. Reactor y disposición de corrientes

Al tratarse de un proceso continuo, según bibliografía, el reactor más utilizado industrialmente es una columna de aspersion. Respecto a las disposición de las corrientes, el equipo trabajará a contracorriente. En cuanto a los reactivos, el sebo vacuno depurado ingresa por la parte inferior de la torre y el agua por la parte superior. En cuanto a los productos obtenidos, la corriente rica en ácidos grasos sale por el tope de la columna, mientras que la glicerina acuosa egresa del reactor por la parte inferior.

2.2.2.3.4. Relación de reactivos

Como se mencionó en el Capítulo 1, la reacción de hidrólisis depende fuertemente de la relación agua/sebo. Según la bibliografía consultada, la relación másica óptima es de aproximadamente 4:1, siendo mucho mayor la porción de agua con el objetivo de desplazar la reacción hacia los productos deseados.

2.2.2.4. Diagrama de flujo del sistema de hidrólisis

A continuación, en la figura 2-5, se presenta el diagrama de flujo del sistema 'Hidrólisis'.

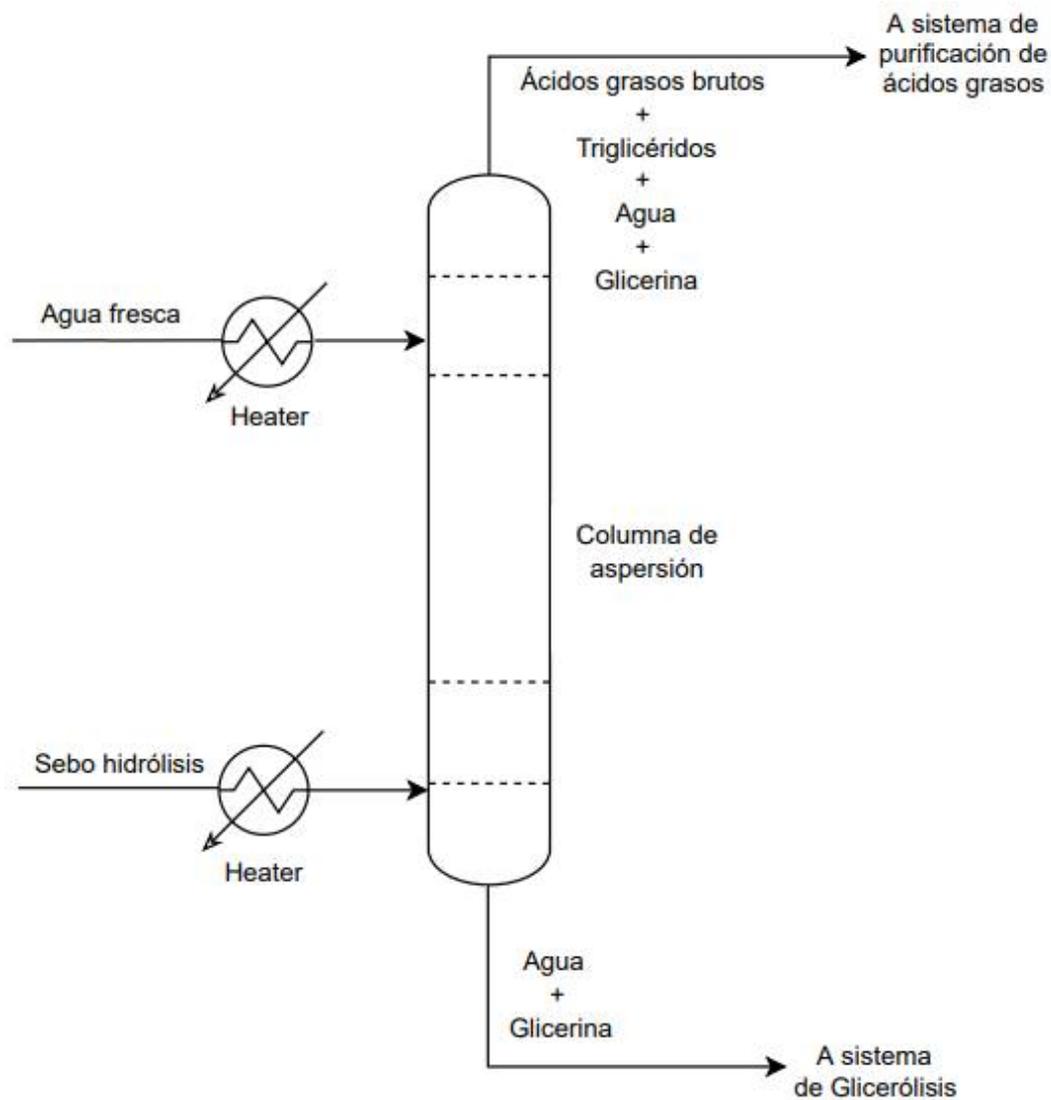


Figura 2-5. Diagrama de flujo del sistema 'Hidrólisis'.

2.2.3. Purificación de ácidos grasos

A fin de definir los procesos involucrados en la purificación de los ácidos grasos brutos obtenidos en la reacción de hidrólisis se deben considerar varios factores. Entre ellos se encuentran las composiciones de la materia prima, el mercado de los diferentes ácidos grasos purificados, las especificaciones demandadas por los clientes, el costo involucrado en la producción y el precio de venta de los mismos.

De esta manera se realizó una investigación para determinar cuáles son los procesos necesarios para la obtención de productos con mayor valor comercial. Dentro de los posibles ácidos grasos que se pueden producir, el diseño de la subplanta de tratamiento de los ácidos grasos brutos se va a centrar en la producción de lo que se denomina ácido oleico comercial y

ácido esteárico comercial. Las especificaciones de cada ácido comercial se presentan en la tabla 2-2.

Tabla 2-2. Composición másica del ácido esteárico comercial y del ácido oleico comercial.

Ácido esteárico comercial		Ácido oleico comercial	
Compuesto	Composición másica [%]	Compuesto	Composición másica [%]
Ácido oleico	5 - 25	Ácido oleico	65 - 85
Ácido esteárico	35 - 50	Ácido esteárico	5 - 15
Ácido palmítico	30 - 40	Ácido palmítico	5 - 15
Ácido mirístico	0 - 10	Ácido mirístico	0 - 5
Ácido linoleico	0 - 5	Ácido linoleico	0 - 5
Ácido linolénico	0 - 5	Ácido linolénico	0 - 5

Los ácidos grasos obtenidos a la salida del reactor de hidrólisis se pueden procesar de manera de obtener productos con mayor estabilidad y pureza de acuerdo a las especificaciones requeridas. Las operaciones involucradas en la separación y purificación son: evaporación, destilación y cristalización. En la figura 2-6, se puede observar un diagrama del sistema de purificación de los ácidos grasos brutos propuesto.

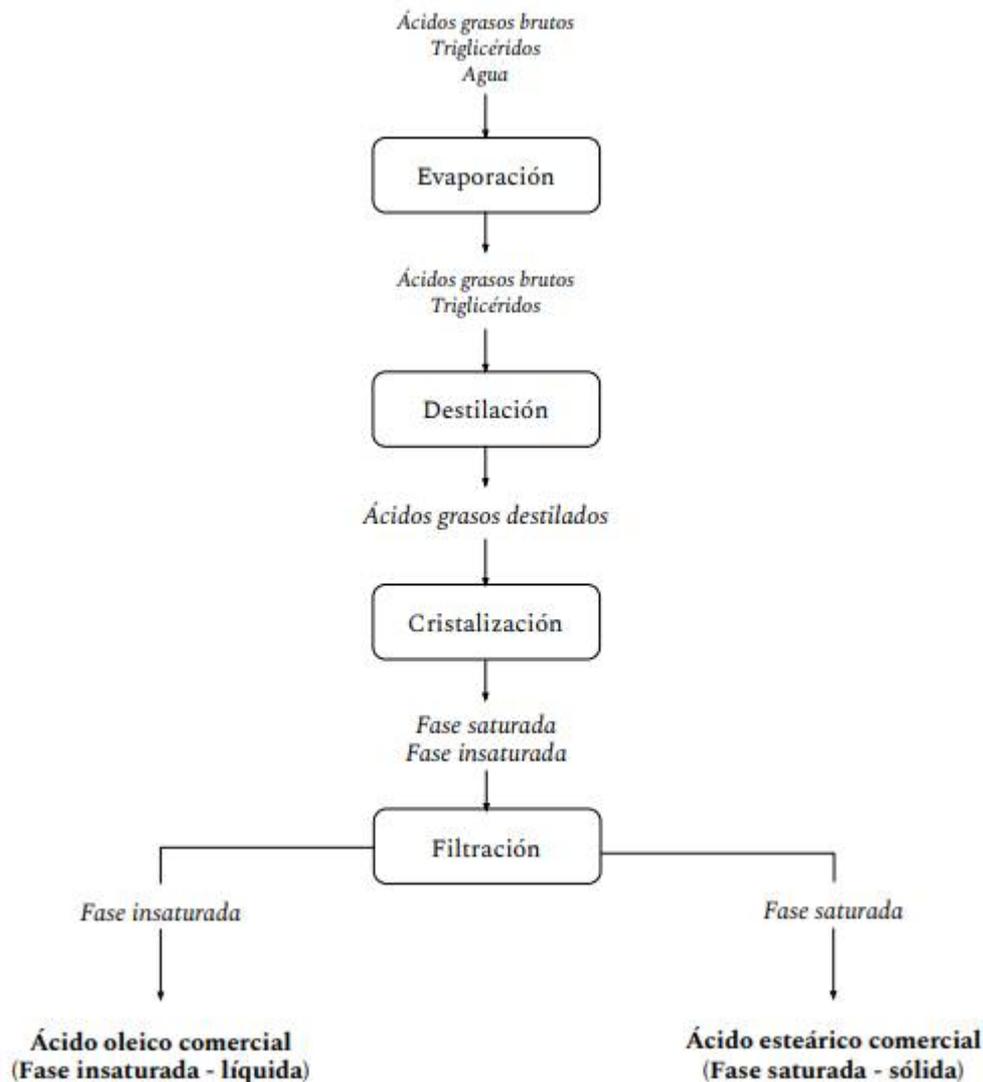


Figura 2-6. Diagrama del proceso de purificación de los ácidos grasos crudos.

A continuación, se realiza una breve descripción de los procesos de purificación y acondicionamiento de los ácidos grasos brutos.

2.2.3.1. Evaporación y destilación

En primer lugar, la corriente de ácidos grasos brutos que sale del reactor de hidrólisis ingresa a un sistema de evaporación, en donde se remueve gran parte del agua contenida en dicha corriente. Luego, se realiza la destilación de la corriente de proceso.

La purificación de ácidos grasos por destilación es uno de los procesos más comunes y más eficientes para producir ácidos grasos de alta pureza. La destilación elimina tanto las impurezas de bajo y alto punto de ebullición como las sustancias con olor. La destilación de ácidos grasos puede ser un proceso discontinuo o continuo y usualmente se realiza a

presiones reducidas. Puede ser una destilación simple que implica la purificación de ácidos mixtos o una destilación fraccionada que consiste tanto en purificación como en separación de ácidos grasos según la longitud de la cadena.

Por los motivos mencionados previamente, la corriente que contiene los ácidos grasos es sometida a un proceso de destilación. Debido a la sensibilidad de los ácidos grasos al calor, los métodos de destilación empleados deben ser operados a una temperatura tal que se verifique la factibilidad práctica y económica del proceso y que los ácidos permanezcan el menor tiempo posible en la unidad de destilación. De esta manera los ácidos grasos crudos se alimentan a un proceso de destilación bajo vacío, donde la temperatura promedio es de 240°C, con un máximo de 260°C.

2.2.3.2. Cristalización

A la corriente de ácidos grasos destilados se la somete a un proceso de cristalización. Este proceso consiste en el fraccionamiento de ácidos grasos con igual número de carbonos pero diferente grado de insaturación, es decir, diferente número de átomos de hidrógeno. En esta etapa los ácidos grasos son enfriados, emulsificados y separados en dos fases:

- Fase saturada, compuesta por una mezcla mayoritaria de ácidos esteárico y palmítico.
- Fase insaturada, compuesta mayoritariamente por ácido oleico.

La operación de cristalización permite la separación de una mezcla de ácidos grasos en una fracción con un punto de fusión más alto, que consiste principalmente en ácidos grasos saturados, y una fracción con un punto de fusión más bajo que consiste principalmente de ácidos insaturados.

A continuación, se detallan las condiciones de operación para los diferentes procesos de cristalización posibles. Por un lado, se tiene fraccionamiento en seco y por el otro fraccionamiento a partir de solventes.

2.2.3.2.1. Fraccionamiento en seco de ácidos grasos

El proceso de fraccionamiento en seco es una de las técnicas más antiguas para la separación de ácidos saturados de ácidos insaturados. El mismo conduce a una operación limpia y simple que garantiza un bajo costo operativo y de inversión.

El primer paso consiste en el precalentamiento de los ácidos grasos, con el fin de homogeneizar la corriente, donde la temperatura no debe superar los 70°C. El segundo paso es lo que se denomina cristalización. El proceso de cristalización de grasas puede ser dividido en tres etapas básicas: el enfriamiento por debajo del punto de fusión, formación de núcleos de cristales y crecimiento de los cristales. La forma del cristal y tamaño de distribución son determinados por el tipo de enfriamiento y la agitación. Esta etapa implica un enfriamiento lento y controlado para que se formen cristales de un tamaño y forma adecuada, el enfriamiento puede durar entre 8 y 12 horas. De esta manera, los componentes saturados de mayor punto fusión cristalizan primero, mientras que los componentes insaturados de puntos fusión apreciablemente más bajos permanecen líquidos en un intervalo de temperatura definido. Sin embargo, es posible que los cristales contengan residuos de ácidos grasos insaturados. Finalmente, se separan los cristales de estearina por filtración a presión utilizando membranas.

2.2.3.2.2. Fraccionamiento a partir de disolventes

Otro método de cristalización se basa en el hecho de que los ácidos grasos saturados son menos solubles que los ácidos grasos insaturados en solventes orgánicos como metanol, hexano o acetona. El primer proceso de este tipo fue puesto en funcionamiento por Emersol. El esquema del proceso se puede observar en la figura 2-7.

El proceso consiste en el agregado de un solvente a la mezcla de ácidos grasos a modo de separar los componentes saturados con mayor facilidad. La corriente mezcla circula por un cristizador en forma de tubos transversales. Por el interior del revestimiento exterior de las tuberías circula un alcohol refrigerante que mantiene la temperatura de cristalización en -12°C. En el interior de las tuberías giran raspadores que ayudan a generar la cristalización del ácido esteárico. En un filtro se separan los cristales de esteárico obtenidos de la fase líquida insaturada. Los cristales se lavan y se funden. Finalmente ambas fases, es decir la saturada e insaturada, se destilan para eliminar el solvente utilizado y así obtener ácido esteárico y oleico. El solvente recuperado de la destilación es recirculado a tanques de almacenamiento para su reutilización.

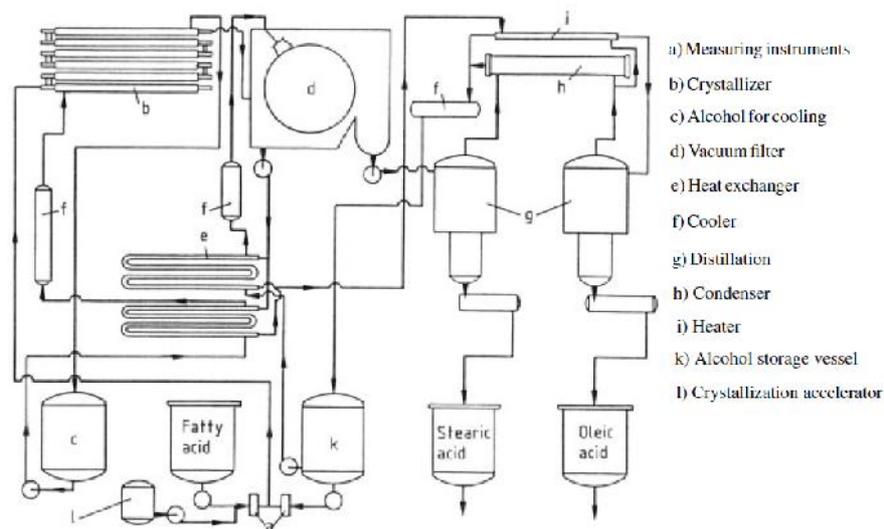


Figura 2-7. Diagrama de flujo del proceso Emersol.

2.2.3.2.3. Ventajas y desventajas

Ambos procesos presentan ventajas y desventajas. El proceso de fraccionamiento por solvente presenta mayor eficiencia que el proceso de fraccionamiento en seco. Sin embargo, el fraccionamiento en seco implica menores gastos en solvente y menores costos en procedimientos adicionales de separación. Además, la utilización de solventes nocivos y tóxicos ha llevado a la disminución del uso del proceso de fraccionamiento por solvente.

A modo de realizar un modelo preliminar de la planta, se decide utilizar para la operación de cristalización el proceso de fraccionamiento en seco, debido a que este es el más utilizado a nivel industrial producto de sus bajos costos de operación y a que algunos disolventes utilizados para llevar a cabo el tipo de fraccionamiento con solvente pueden llegar a ser tóxicos para los operarios de la planta.

2.2.3.3. Diagrama de flujo del sistema de purificación de ácidos grasos

A continuación, en la figura 2-8, se presenta el diagrama de flujo del sistema 'Purificación de ácidos grasos' con sus respectivas operaciones.

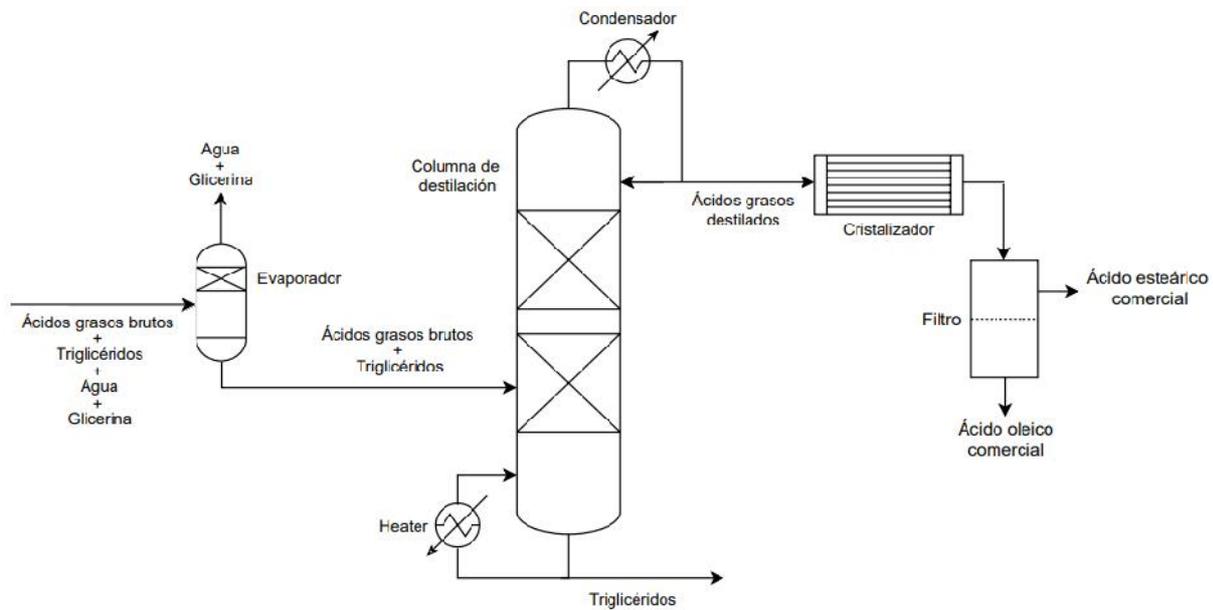


Figura 2-8. Diagrama de flujo del sistema 'Purificación de ácidos grasos'.

2.2.4. Glicerólisis

De acuerdo a lo expresado en el Capítulo 1, el tratamiento de la glicerina se está transformando en motivo de preocupación ambiental de gran interés para la Argentina y el mundo. Por un lado, esta situación permite la oportunidad de disminuir el impacto negativo ambiental que produce el desecho del exceso de glicerina obtenida sin ningún tratamiento posterior. Por otro lado, implica una revalorización de la misma como materia prima para la obtención de compuestos con mayor valor agregado.

Entre las posibilidades de tratamiento de la glicerina, la síntesis de glicéridos es una opción atractiva para el aprovechamiento de este subproducto mediante procesos amigables con el medio ambiente.

2.2.4.1. Reacción química y número de etapas

Como se ha descrito en el Capítulo 1, los mono y diglicéridos pueden sintetizarse por varias rutas, las cuales producen aproximadamente la misma distribución de mono, di y triglicéridos. Sin embargo, la glicerólisis de los triglicéridos es la opción más económica debido a que la materia prima es más barata en comparación con las materias primas necesarias para aplicar otras rutas de síntesis.

En la glicerólisis, el diacilglicerol se obtiene a partir de la eliminación de un resto acilo de la molécula de triglicérido y acilación de la molécula de monoglicérido formada durante la reacción. La glicerólisis química es el enfoque industrial comúnmente empleado para la

producción de diglicéridos. En este proceso, el glicerol es utilizado como una de las principales materias primas.

La glicerólisis de triglicéridos requiere dos moles de glicerol por mol de triglicéridos para producir tres moles de monoglicéridos (figura 2-9). La reacción general ocurre en dos pasos consecutivos. En primer lugar, se producen mono y diglicéridos, y luego el diglicérido continúa reaccionando con glicerol para generar más monoglicéridos.

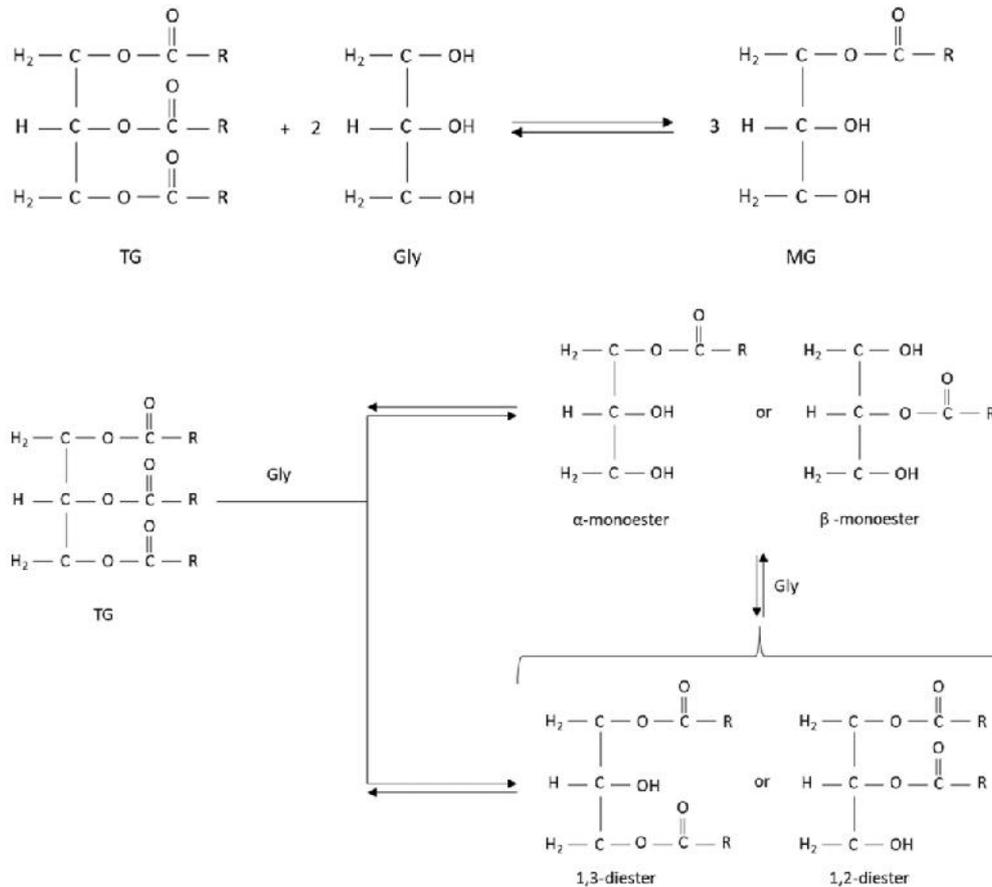


Figura 2-9. Reacción de glicerólisis.

Como se mencionó anteriormente, en la figura 2-9 se puede ver cómo el glicerol y la grasa reaccionan inicialmente para dar los isómeros 1,3 y 1,2 diglicéridos, y estos, a través de un segundo paso de reacción, generan los monoglicéridos α y β (o 1- y 2-).

2.2.4.2. Aspectos importantes y condiciones de operación

Existe una amplia variación en los rendimientos de reacción, que puede atribuirse a muchos factores como técnicas de reacción y condiciones de operación. Sin embargo, el proceso de producción puede presentar muchos inconvenientes que pueden limitar su éxito. A

continuación, se describen algunos de los aspectos más importantes a tener en cuenta para la reacción de glicerólisis y las condiciones de operación seleccionadas para el mismo.

2.2.4.2.1. Tipo de operación y reactor

Generalmente, la glicerólisis es llevada a cabo en reactores continuos. Mediante el desarrollo de un proceso continuo, se logran reducir los costos en cuanto a equipamiento e implementación. Para la producción a escala industrial, se prefiere la operación continua que la operación por lotes debido a su mayor control de proceso, alta productividad y mejora de calidad y rendimiento.

Hay distintos tipos de reactores que pueden ser utilizados en procesos continuos como el reactor tanque agitado continuo (CSTR), reactor de lecho empacado (PBR), reactor de lecho fluidizado (FBR) y reactor de membrana (MR). En el caso del presente proyecto, se decide utilizar el reactor tanque agitado continuo (CSTR).

2.2.4.2.2. Temperatura

Según la ecuación de Arrhenius, un aumento de la temperatura conduce a incrementos en la velocidad de reacción. Sin embargo, al mismo tiempo, provoca cambios en la selectividad de los productos de glicerólisis ya que afecta la composición final del equilibrio de reacción.

La reacción de glicerólisis requiere un grado suficiente de homogeneidad o mutua solubilidad del glicerol hidrofílico y la grasa para lograr una conversión alta. A temperatura ambiente, la solubilidad del glicerol en triglicéridos es inferior al 5% en peso, pero aumenta a aproximadamente 45-55% en peso a temperaturas altas como 260°C.

Una solubilidad más alta del glicerol en la fase de triglicéridos conduce a un cambio en el equilibrio y, en consecuencia, a una mayor conversión de reacción. Por lo tanto, la temperatura debe ser lo suficientemente alta como para aumentar la solubilidad del glicerol en la fase grasa y lograr una buena velocidad de reacción sin pérdida de calidad. Sin embargo, el sabor, aroma, y color de los productos comienza a deteriorarse si la reacción se realiza a temperaturas superiores a un límite específico. La temperatura límite más utilizada es de 260°C para productos industriales. En este sentido, la mezcla de reacción se mantiene a una temperatura elevada (220-260°C) hasta que los radicales de ácidos grasos de los triglicéridos se redistribuyen al azar entre los grupos hidroxilo disponibles de la glicerina.

En estas condiciones, se logran valores de conversión de aproximadamente el 90% con respecto a los triglicéridos.

Luego, las condiciones de temperatura y presión elegidas para la operación del reactor de glicerólisis son 250°C y 1 bar, respectivamente.

2.2.4.2.3. *Catalizador*

La glicerólisis no puede llevarse a cabo sin la presencia de un catalizador. La selección de un apropiado catalizador es uno de los pasos críticos en la producción de glicéridos. La selección correcta de un catalizador, así como las condiciones de reacción, pueden ayudar al sistema a obtener un mejor rendimiento.

En general, la glicerólisis se puede llevar a cabo utilizando catalizadores homogéneos o heterogéneos. Los catalizadores básicos empleados deben neutralizarse y eliminarse del producto de reacción para evitar problemas como el sabor, el color, estabilidad e incluso la reversión de reacción.

La reacción es catalizada por una base fuerte homogénea, como KOH, NaOH o $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Dentro de los posibles catalizadores a utilizar, el $\text{Ca}(\text{OH})_2$ es el que mayor uso posee a causa de su alta efectividad, fácil manejo y bajo costo. Las concentraciones que se utilizan de catalizador a nivel industrial, oscilan entre 0.1-2% en peso de la carga total de los reactivos.

2.2.4.2.4. *Relación molar de reactivos*

La relación molar de reactivos afecta el progreso de la reacción así como la composición de productos. Al tratarse de un proceso reversible, se debe utilizar un exceso de glicerol para desplazar el equilibrio hacia la formación de productos, proporcionando una alta conversión de triglicéridos y una alta concentración de mono y diglicéridos. Sin embargo, se debe tener en cuenta que a mayor cantidad del glicerol, la mezcla que se obtiene como producto tiene un mayor contenido de monoglicéridos y menor contenido de diglicéridos.

En cuanto a las cantidades de glicerol, para la reacción de glicerólisis se utiliza un exceso molar del 20-40%, en función de la solubilidad del glicerol en los triglicéridos.

2.2.4.2.5. *Pureza del glicerol alimentado*

La glicerina acuosa obtenida luego del proceso de hidrólisis contiene una gran proporción de agua. Por lo tanto, en primer lugar se debe realizar una evaporación para reducir el

contenido de agua en la mezcla y así poder alimentar glicerina de mayor pureza al sistema de glicerólisis.

2.2.4.3. Neutralización

A causa de la alta basicidad del catalizador utilizado, es necesaria la desactivación del mismo. Para ello, se lleva a cabo una reacción de neutralización donde el hidróxido de calcio reacciona con ácido fosfórico para formar fosfato de calcio y agua.

El proceso de neutralización del catalizador se realiza en caliente antes de eliminar el glicerol remanente debido a que, en caso contrario, se produciría la reversión de la reacción y además contribuiría a la aparición de problemas relacionados con el color, el sabor y la estabilidad del producto.

El catalizador homogéneo utilizado debe reponerse de manera continua, es decir, se decide no regenerarlo para su posterior reutilización debido a que los costos de dicho proceso superan el costo de su constante reposición.

2.2.4.4. Decantación

Luego de la neutralización, la decantación de las fases permite la separación de la fase grasa, compuesta por mono, di y triglicéridos, de la fase acuosa compuesta por glicerina, agua y la sal producto de la neutralización.

2.2.4.5. Diagrama de flujo del sistema de glicerólisis

A continuación, en la figura 2-10, se presenta el diagrama de flujo del sistema 'Glicerólisis' con sus respectivas operaciones.

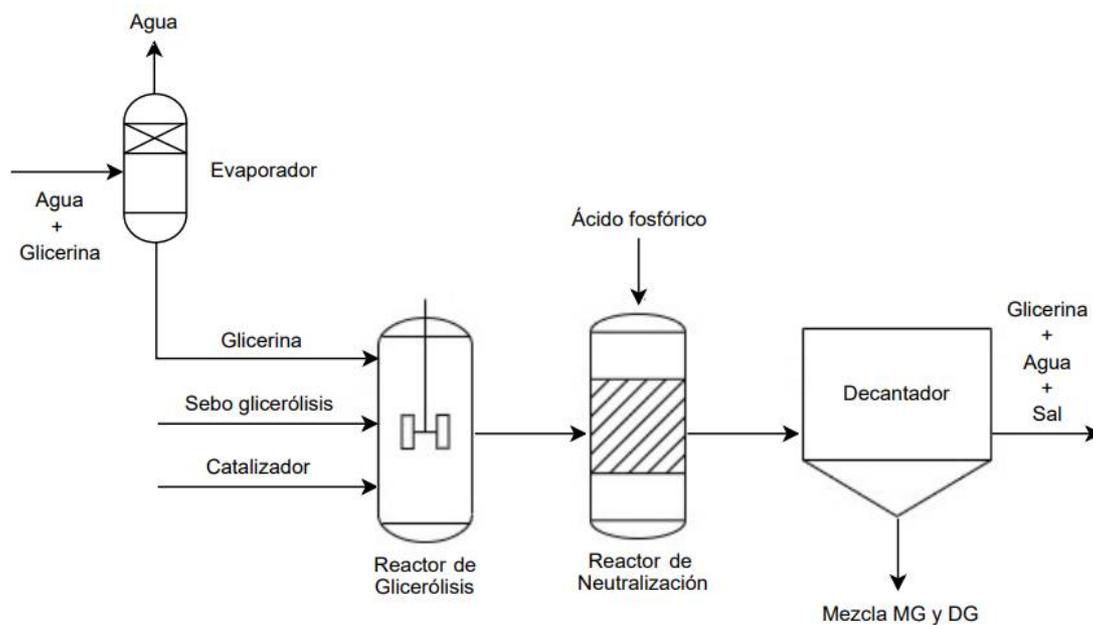


Figura 2-10. Diagrama de flujo del sistema 'Glicerólisis'.

2.3. Balances de masa

2.3.1. Capacidad instantánea de la planta

La capacidad de diseño o instantánea de la planta es la capacidad utilizada para el diseño de los equipos de la misma. Para su cálculo, se afecta el valor de la capacidad de producción o nominal por un valor de efectividad general del proceso (EGP), en este caso, se considera un EGP de 0.8. Como valor de referencia para la capacidad de producción, se toma el valor de la capacidad de producción anual de la empresa Materia Hnos. que es de 14000 toneladas. Luego, la capacidad instantánea de la planta del presente proyecto se calcula como se muestra a continuación.

$$Capacidad_{instantánea} = \frac{Capacidad_{producción}}{EGP} = \frac{14000 \text{ ton/año}}{0.8} = 17500 \frac{\text{ton}}{\text{año}}$$

Al considerar que la planta operará 350 días al año, 24 horas por día, se obtiene el valor de capacidad instantánea que se utilizará para la resolución de los correspondientes balances de masa.

$$Capacidad_{instantánea} = 17500 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \frac{1 \text{ año}}{350 \text{ días}} \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} = 2.1 \frac{\text{ton}}{\text{h}} = 2100 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

2.3.2. Sistema de pretratamiento de la materia prima

A continuación, se plantea el balance de masa para el sistema de pretratamiento de materia prima, considerando el sistema en estado estacionario.

$$\text{Entradas} = \text{Salidas}$$

$$\begin{aligned} \text{Sebo}_{\text{rama}} + \text{Agua}_{\text{lavado},e} + \text{Vapor}_e &= \text{Agua}_{\text{lavado},s} + \text{Sólidos}_{\text{lavado}} + \text{Agua}_{\text{sebo}} + \dots \\ \dots + \text{Vapor}_s + \text{Sólidos}_{\text{filtración}} + \text{Sólidos}_{\text{centrifugación}} + \text{Sebo}_{\text{depurado}} &\quad (2-1) \end{aligned}$$

Donde se estima que los sólidos totales eliminados durante el lavado, la filtración y la centrifugación constituyen un 10% del sebo en rama.

$$\text{Sólidos} = \text{Sólidos}_{\text{lavado}} + \text{Sólidos}_{\text{filtración}} + \text{Sólidos}_{\text{centrifugación}} = 0.1 \text{Sebo}_{\text{rama}} \quad (2-2)$$

Luego, se considera que el agua requerida para el lavado se elimina por completo al igual que el vapor utilizado para la fusión, que sólo cumple la función de intercambiar energía, y que la humedad liberada por el sebo (agua de sebo) corresponde a un 30% del sebo en rama.

$$\text{Agua}_{\text{lavado},e} + \text{Vapor}_e = \text{Agua}_{\text{lavado},s} + \text{Vapor}_s \quad (2-3)$$

$$\text{Agua}_{\text{sebo}} = 0.3 \text{Sebo}_{\text{rama}} \quad (2-4)$$

Al considerar las ecuaciones (2-2), (2-3) y (2-4), y reemplazarlas en (2-1), se obtiene la ecuación (2-5).

$$\text{Sebo}_{\text{rama}} = \text{Agua}_{\text{sebo}} + \text{Sólidos} + \text{Sebo}_{\text{depurado}} \quad (2-5)$$

$$\text{Sebo}_{\text{rama}} = 0.3 \text{Sebo}_{\text{rama}} + 0.1 \text{Sebo}_{\text{rama}} + \text{Sebo}_{\text{depurado}} \quad (2-5)$$

Luego, se debe considerar que parte del sebo depurado se destina al sistema de hidrólisis y, otra parte, al sistema de glicerólisis. Por tanto, además, se tiene la expresión (2-6) que representa un balance en el nodo de separación del sebo depurado.

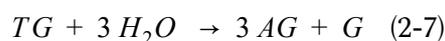
$$\text{Sebo}_{\text{depurado}} = \text{Sebo}_{\text{hidrólisis}} + \text{Sebo}_{\text{glicerólisis}} \quad (2-6)$$

Las ecuaciones (2-5) y (2-6) tienen cuatro incógnitas: sebo en rama, sebo depurado, sebo hidrólisis y sebo glicerólisis. Es por este motivo que ambas se dejan planteadas para resolver posteriormente.

2.3.3. Sistema de Hidrólisis

2.3.3.1 Balance de la reacción de hidrólisis

En primera instancia, se debe plantear la reacción que gobierna el proceso de hidrólisis, la cual se muestra en la expresión (2-7).



Para verificar el balance de masa de la reacción (2-7), a continuación, se consideran los pesos molares promedio de los triglicéridos y ácidos grasos considerando la misma distribución presente en el sebo en rama, que se mantiene en el sebo depurado ya que el pretratamiento no la modifica.

2.3.3.1.1. Cálculo de los pesos moleculares

En la tabla 2-3 se presenta la distribución de ácidos grasos en el sebo en rama y, por tanto, en el sebo depurado como porcentaje másico. Además, en la tabla 2-3, se presenta el peso molecular de cada ácido en cuestión y, con estos, se obtiene la distribución de ácidos grasos en el sebo como porcentajes molares.

Tabla 2-3. Porcentajes de cada uno de los ácidos en el sebo, junto con sus pesos moleculares.

Ácido	Porcentaje másico [%]	Peso molar [g/mol]	Porcentaje molar [%]
Oleico	42	282.5	40.7
Esteárico	27	284.5	26
Palmítico	23	256.4	24.6
Mirístico	4	228.4	4.8
Linoleico	2	280.5	1.9
Linolénico	2	278.4	2

Luego, a partir de los porcentajes molares de cada uno de los ácidos se realiza un promedio ponderado con sus respectivos pesos molares para obtener el peso molar promedio de los ácidos grasos.

$$PM_{AG}^{promedio} = 274 \text{ g/mol}$$

Por su parte, para el cálculo del peso molecular de triglicéridos se considera que cada triglicérido está compuesto por un glicerol y tres ácidos grasos iguales. En la tabla 2-4, se presentan los pesos moleculares de cada uno de los triglicéridos considerados.

Tabla 2-4. Pesos molares de cada uno de los triglicéridos de cada ácido.

Triglicérido	Peso molar [g/mol]
<i>Trioleína</i>	886.2
<i>Triestearina</i>	892
<i>Tripalmitina</i>	808
<i>Trimiristina</i>	723.2
<i>Trilinoleína</i>	880
<i>Trilinolenina</i>	880

Luego, mediante los pesos moleculares de los diferentes triglicéridos y la distribución molar de ácidos en el sebo (tabla 2-3), se calcula el peso molecular promedio de los triglicéridos.

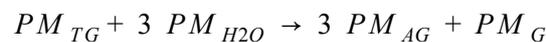
$$PM_{TG}^{promedio} = 860 \text{ g/mol}$$

Según bibliografía, se tienen los pesos molares del agua y del glicerol.

$$PM_{H_2O} = 18 \text{ g/mol}$$

$$PM_G = 92 \text{ g/mol}$$

Posteriormente, según la reacción (2-7), se tiene:



$$1 \text{ mol } 860 \frac{\text{g}}{\text{mol}} + 3 \text{ moles } 18 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 3 \text{ moles } 274 \frac{\text{g}}{\text{mol}} + 1 \text{ mol } 92 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$914 \text{ g} = 914 \text{ g}$$

De esta manera, se verifica que el balance de masa de la reacción de hidrólisis cierra y, por tanto, se considera que los pesos moleculares promedios calculados para los ácidos grasos y triglicéridos son correctos para utilizar en próximos cálculos.

2.3.3.2 Balance del reactor de hidrólisis

A continuación, se plantea el balance de masa para el reactor de hidrólisis, considerando al sistema en estado estacionario.

$$\text{Entradas} = \text{Salidas}$$

$$\text{Sebo}_{\text{hidrólisis}} + \text{Agua}_{\text{entrada}} = \text{TG}_{\text{exceso}} + \text{Agua}_{\text{exceso}} + G + AG \quad (2-8)$$

$$\text{(I)} \qquad \qquad \text{(II)} \qquad \qquad \text{(III)} \qquad \qquad \text{(IV)} \qquad \qquad \text{(V)} \qquad \qquad \text{(VI)}$$

Se presenta una serie de condiciones relacionadas al proceso de hidrólisis que deben considerarse al momento de resolver el balance correspondiente:

- A. Se considera que el sebo depurado contiene un 98% en masa de triglicéridos.
- B. El restante 2% en masa del sebo depurado corresponde a ácidos grasos libres, que se suman a la producción de ácidos grasos propia de la hidrólisis.
- C. La conversión de triglicéridos es del 95%.
- D. La proporción de agua requerida para obtener la conversión mencionada previamente en la hidrólisis es de cuatro veces la cantidad de sebo que ingresa al reactor (4:1 agua/sebo en masa).

A continuación, se analiza cada término de la ecuación (2-8).

Término (I)

En el término (I) se deben tener en cuenta las condiciones A. y B.

$$\text{Sebo}_{\text{hidrólisis}} = \text{AG libres}_{\text{entrada}} + \text{TG}_{\text{entrada}}$$

Donde

$$\text{AG libres}_{\text{entrada}} = 0.02 \text{ Sebo}_{\text{hidrólisis}}$$

$$\text{TG}_{\text{entrada}} = 0.98 \text{ Sebo}_{\text{hidrólisis}}$$

Término (II)

La cantidad de agua que debe ingresar debe ser cuatro veces la cantidad másica de sebo que ingresa al reactor, según la condición D.

$$Agua_{entrada} = 4 Sebo_{hidrólisis}$$

Término (III)

Según lo analizado en el término (I) y considerando que la conversión de triglicéridos es del 95%, según condición C., se tiene:

$$TG_{entrada} = TG_{reaccionan} + TG_{exceso}$$

Donde

$$TG_{reaccionan} = 0.95 \cdot 0.98 \cdot Sebo_{hidrólisis}$$

$$TG_{exceso} = 0.05 \cdot 0.98 \cdot Sebo_{hidrólisis}$$

Término (IV)

El agua en exceso viene dada por lo que entra menos lo que reacciona.

$$Agua_{exceso} = Agua_{entrada} - Agua_{reacciona}$$

Donde el agua que reacciona viene dada por la reacción (2-7), a partir de los triglicéridos que reaccionan.

$$Agua_{reacciona} = TG_{reaccionan} \cdot \frac{1}{PM_{TG}} \cdot \frac{3 \text{ moles agua}}{1 \text{ mol TG}} \cdot PM_{agua}$$

$$Agua_{reacciona} = 0.95 \cdot 0.98 \cdot Sebo_{hidrólisis} \cdot \frac{1 \text{ mol TG}}{860 \text{ g TG}} \cdot \frac{3 \text{ moles agua}}{1 \text{ mol TG}} \cdot \frac{18 \text{ g agua}}{1 \text{ mol agua}}$$

Luego,

$$Agua_{exceso} = 4 \cdot Sebo_{hidrólisis} - 0.95 \cdot 0.98 \cdot Sebo_{hidrólisis} \cdot \frac{1 \text{ mol TG}}{860 \text{ g TG}} \cdot \frac{3 \text{ moles agua}}{1 \text{ mol TG}} \cdot \frac{18 \text{ g agua}}{1 \text{ mol agua}}$$

Término (V)

La producción de glicerol sigue el mismo razonamiento que el agua que reacciona, considerando la reacción (2-7), según:

$$Glicerina = TG_{reaccionan} \cdot \frac{1}{PM_{TG}} \cdot \frac{1 \text{ mol TG}}{1 \text{ mol G}} \cdot PM_G$$

$$Glicerina = 0.95 \cdot 0.98 \cdot Sebo_{hidrólisis} \cdot \frac{1 \text{ mol TG}}{860 \text{ g TG}} \cdot \frac{1 \text{ mol G}}{1 \text{ mol TG}} \cdot \frac{92 \text{ g G}}{1 \text{ mol G}}$$

Término (VI)

La cantidad de ácidos grasos a producir es, hasta el momento, el único valor que se conoce y corresponde a la capacidad instantánea de la planta.

$$AG = 2100 \frac{\text{kg } AG}{h} = 2100000 \frac{\text{g } AG}{h}$$

Reemplazando la expresión analizada para cada término en la ecuación (2-8), se obtiene la ecuación (2-9).

$$Sebo_{hidrólisis} + Agua_{entrada} = TG_{exceso} + Agua_{exceso} + G + AG \quad (2-8)$$

$$Sebo_{hidrólisis} + 4 Sebo_{hidrólisis} = 0.05 \cdot 0.98 Sebo_{hidrólisis} + \dots \quad (2-9)$$

$$\dots + 4 Sebo_{hidrólisis} - 0.95 \cdot 0.98 Sebo_{hidrólisis} \frac{1 \text{ mol } TG}{860 \text{ g } TG} \frac{3 \text{ moles agua} \cdot 18 \text{ g agua}}{1 \text{ mol } TG} + \dots \quad (2-9)$$

$$\dots + 0.95 \cdot 0.98 Sebo_{hidrólisis} \frac{1 \text{ mol } TG}{860 \text{ g } TG} \frac{1 \text{ mol } G}{1 \text{ mol } TG} \frac{92 \text{ g } G}{1 \text{ mol } G} + 2100000 \frac{\text{g } AG}{h} \quad (2-9)$$

La expresión (2-9) tiene como única incógnita al sebo de hidrólisis, por lo tanto, despejando se obtiene:

$$Sebo_{hidrólisis} = 2308000 \frac{\text{g sebo}}{h} = 2308 \frac{\text{kg sebo}}{h}$$

En la figura 2-11, se presenta un diagrama cualitativo del reactor de hidrólisis donde se muestran los caudales másicos de entrada y salida con sus correspondientes componentes.

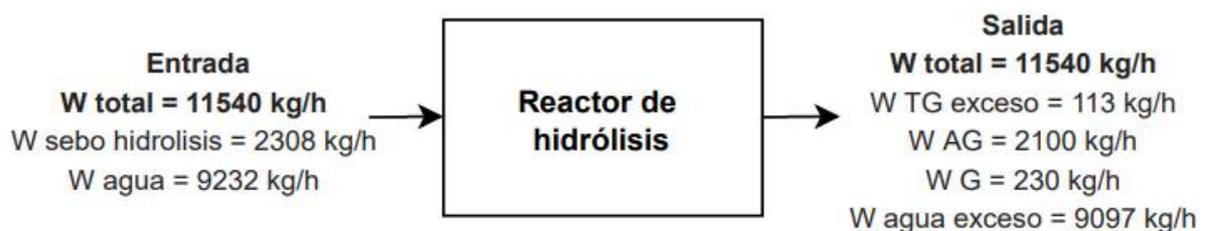


Figura 2-11. Diagrama cualitativo del reactor de hidrólisis con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

En la figura 2-11, si bien se ha representado la salida del reactor como una única corriente, en la realidad son dos: una corriente acuosa y otra oleosa. Los triglicéridos y ácidos grasos son componentes que se consideran insolubles en la fase acuosa y, por tanto, salen del reactor únicamente en la fase oleosa. Por su parte, el agua y la glicerina se distribuyen en ambas fases.

A fin de determinar la distribución de glicerina y agua en ambas corrientes de salida se consideran los datos presentados en el trabajo realizado por Patil, donde se estima que la

concentración de agua en la fase oleosa es del 4% p/p y que el coeficiente de distribución de la glicerina (m) es de 12. Siendo:

$$m = \frac{yg}{xg}$$

Donde:

yg : es la fracción másica de glicerina en la fase acuosa

xg : es la fracción másica de glicerina en la fase grasa

Luego, se arma un sistema de ecuaciones para determinar la distribución de agua y glicerina en ambas fases y así obtener la composición de la corriente acuosa que sale de hidrólisis. El sistema de ecuaciones es el que presenta a continuación:

$$0.04 = \frac{W_{agua,fg}}{W_{glicéridos,fg} + W_{agua,fg} + W_{G,fg}}$$

$$12 = \frac{\frac{W_{G,fa}}{W_{agua,fa} + W_{G,fa}}}{\frac{W_{G,fg}}{W_{glicéridos,fg} + W_{agua,fg} + W_{G,fg}}}$$

$$W_{G, salida} = W_{G,fg} + W_{G,fa}$$

$$W_{agua, salida} = W_{agua,fg} + W_{agua,fa}$$

$$W_{glicéridos,fg} = W_{ácidos grasos} + W_{TG\ exceso}$$

En donde la notación “fa” hace referencia a la fase acuosa, “fg” a la fase grasa y “glicéridos” a los triglicéridos y ácidos grasos que son insolubles en la fase acuosa y únicamente se encuentran presentes en la fase grasa.

Al resolver el sistema de ecuaciones, se obtienen los siguientes resultados:

$$W_{G,fa} = 225 \text{ kg/h} \qquad W_{G,fg} = 5 \text{ kg/h}$$

$$W_{agua,fa} = 9005 \text{ kg/h} \qquad W_{agua,fg} = 92 \text{ kg/h}$$

Finalmente, en la figura 2-12, se presenta un diagrama cualitativo más verosímil del sistema de hidrólisis con las correspondientes corrientes de entrada y salida con sus componentes.

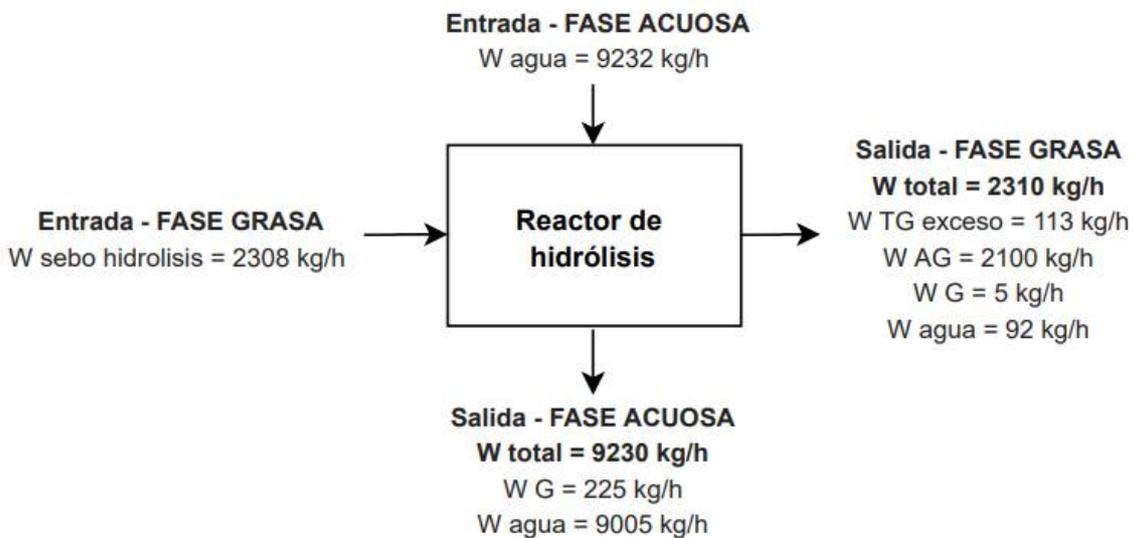


Figura 2-12. Diagrama cualitativo del reactor de hidrólisis con sus correspondientes corrientes de entrada y salida, separadas en fase acuosa y fase grasa.

2.3.4. Sistema de purificación de ácidos grasos

Como se mencionó previamente, el sistema de purificación de ácidos grasos consiste en cuatro operaciones principales: evaporación, destilación, cristalización y filtración. A continuación, se resumen los principales objetivos de cada operación.

- *Evaporación.* Se realiza con el objetivo de eliminar la mayor cantidad de agua de la corriente grasa que sale del reactor de hidrólisis ya que la misma influye fuertemente en las operaciones posteriores de purificación. En esta operación también se elimina gran parte del glicerol presente en dicha corriente.
- *Destilación.* Se realiza con el objetivo de eliminar impurezas de alto peso molecular de la corriente líquida que sale del evaporador, como los triglicéridos que no reaccionaron en el reactor de hidrólisis.
- *Cristalización.* Se realiza con el objetivo de cristalizar parte de la corriente rica en ácidos grasos que sale del destilador a fin de obtener dos fases que corresponden a los productos comerciales.
- *Filtración.* Se realiza con el objetivo de separar las dos fases producidas en la cristalización y obtener los productos comerciales purificados.

En este punto, cabe aclarar que para los próximos cálculos se considera que las cuatro operaciones tienen una eficiencia del 100%. Esta suposición se corregirá y modificará en capítulos posteriores a medida que el estudio en cuestión se profundice en detalle.

En la figura 2-13, se presenta un diagrama cualitativo de las dos primeras operaciones de purificación de los ácidos grasos (evaporación y destilación) con sus correspondientes caudales de entrada y salida considerando 100% de eficacia.

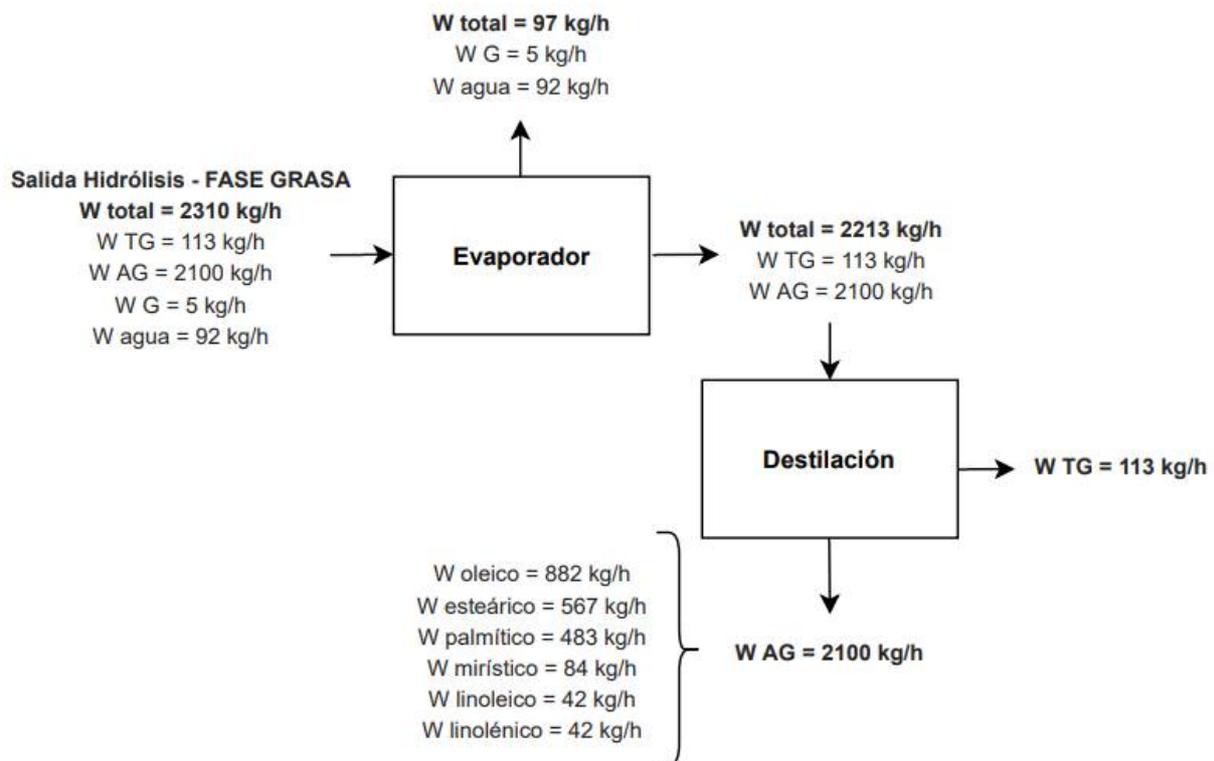


Figura 2-13. Diagrama cualitativo de las operaciones de evaporación y destilación en el sistema de purificación de ácidos grasos.

La corriente de ácidos grasos que sale del destilador presenta la misma distribución másica de ácidos que presenta el sebo vacuno (tabla 2-3) ya que se considera que dicha distribución no cambia a medida que ocurren las operaciones. Los caudales másicos resultantes de cada tipo de ácido en dicha corriente pueden observarse en la figura 2-13.

Posteriormente, la corriente de ácidos grasos se dirige a las dos últimas operaciones de purificación (cristalización y filtración) en donde se divide en los dos productos comerciales con una eficacia del 100%.

Al considerar las suposiciones previamente mencionadas, se puede escribir el balance de masa para las operaciones de cristalización y filtración según la expresión (2-10).

$$AG = 2100 \text{ kg/h} = \text{Ácido Esteárico}_{\text{comercial}} + \text{Ácido Oleico}_{\text{comercial}} \quad (2-10)$$

Luego, se debe verificar que la cantidad de cada tipo de ácido que entra a las operaciones de cristalización y filtración sea igual a la suma que sale en ambos productos comerciales. Para ello, se consideran los caudales máxicos de cada componente en la corriente rica en ácidos grasos que sale del destilador (figura 2-13).

A fin de determinar las composiciones máxicas de ambos productos comerciales, a continuación, se plantea un sistema de ecuaciones que corresponde a los balances de cada ácido graso en particular.

(Ácido Oleico)	$882 \text{ kg/h} = x1 \text{ Ac.Oleico}_{\text{comercial}} + x2 \text{ Ac.Esteárico}_{\text{comercial}}$
(Ácido Esteárico)	$567 \text{ kg/h} = x3 \text{ Ac.Oleico}_{\text{comercial}} + x4 \text{ Ac.Esteárico}_{\text{comercial}}$
(Ácido Palmítico)	$483 \text{ kg/h} = x5 \text{ Ac.Oleico}_{\text{comercial}} + x6 \text{ Ac.Esteárico}_{\text{comercial}}$
(Ácido Mirístico)	$84 \text{ kg/h} = x7 \text{ Ac.Oleico}_{\text{comercial}} + x8 \text{ Ac.Esteárico}_{\text{comercial}}$
(Ácido Linoleico)	$42 \text{ kg/h} = x9 \text{ Ac.Oleico}_{\text{comercial}} + x10 \text{ Ac.Esteárico}_{\text{comercial}}$
(Ácido Linolénico)	$42 \text{ kg/h} = x11 \text{ Ac.Oleico}_{\text{comercial}} + x12 \text{ Ac.Esteárico}_{\text{comercial}}$

El sistema de ecuaciones presentado se resuelve en simultáneo con la expresión (2-10). En conjunto, se obtiene un sistema de siete ecuaciones con catorce incógnitas. Luego, para su resolución, se suponen valores para $x1$, $x3$, $x5$, $x7$, $x9$ y $x11$, según las especificaciones del ácido oleico comercial, y para $x2$, según las especificaciones del ácido esteárico comercial. De esta manera, se fijan siete variables y se obtiene un sistema de siete ecuaciones con siete incógnitas. Posteriormente, se verifica que los valores obtenidos para $x4$, $x6$, $x8$, $x10$ y $x12$ se encuentren en el rango de especificaciones del ácido esteárico comercial. Los rangos de composición máxica aceptados de cada tipo de ácido graso para ambos productos comerciales se encuentran en la tabla 2-2.

En la tabla 2-5 se muestran las especificaciones supuestas y las obtenidas al resolver el sistema de ecuaciones que verifican las composiciones esperadas para ambos productos comerciales.

Tabla 2-5. Composiciones máscas supuestas y obtenidas de cada tipo de ácido graso en los ácidos comerciales, junto con su caudal máscico total.

	Ácido Oleico Comercial	Ácido Esteárico Comercial
Caudal máscico [kg/h]	1100	1000
Tipo de ácido graso	Composición máscica	Composición máscica
Oleico	72% (x1 = 0.72)	9% (x2 = 0.09)
Esteárico	10% (x3 = 0.1)	45.7% (x4 = 0.457)
Palmítico	10% (x5 = 0.1)	37.3% (x6 = 0.373)
Mirístico	2% (x7 = 0.02)	6.2% (x8 = 0.062)
Linoleico	3% (x9 = 0.03)	0.9% (x10 = 0.009)
Linoléico	3% (x11 = 0.03)	0.9% (x12 = 0.009)

Finalmente, en la figura 2-14, se presenta un diagrama cualitativo de las operaciones de cristalización y filtración con sus correspondientes corrientes de entrada y salida con los caudales máscicos de sus respectivos componentes.

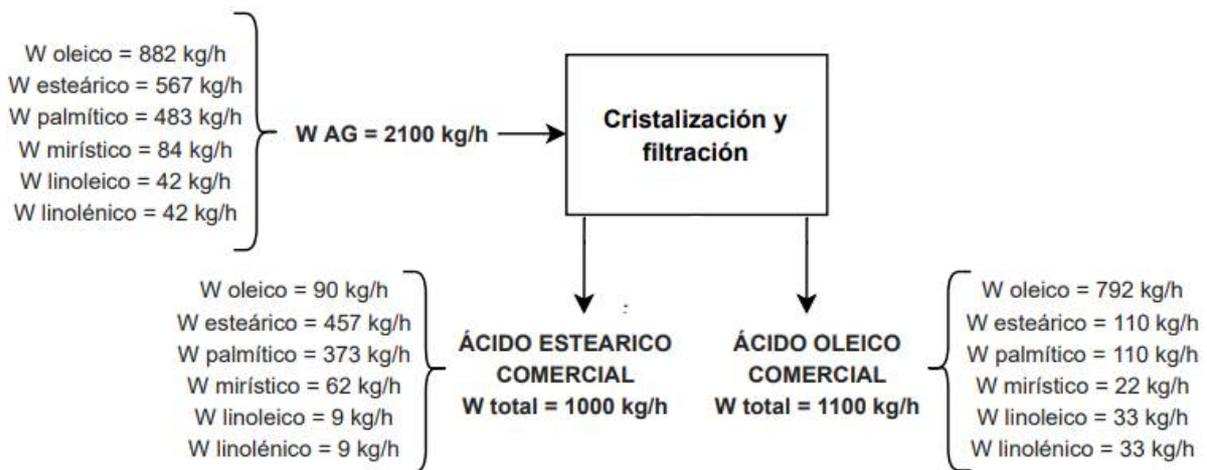


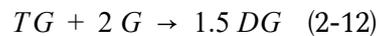
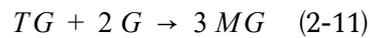
Figura 2-14. Diagrama cualitativo de las operaciones de cristalizaciones y filtración en el sistema de purificación de ácidos grasos.

Cabe aclarar que los valores presentados en la tabla 2-5 fueron resultado de varias iteraciones y una posterior elección de los valores que resulten más cercanos a las especificaciones que se encuentran en la tabla 2-2.

2.3.5. Sistema de Glicerólisis

2.3.5.1. Balance de las reacciones de glicerólisis

El balance de masa del sistema de glicerólisis se fundamenta en las reacciones que gobiernan la glicerólisis, las cuales se presentan en las expresiones (2-11) y (2-12).



Donde:

TG : triglicéridos

G : glicerina

MG : monoglicéridos

DG : diglicéridos

Para verificar los balances de masa de las reacciones (2-11) y (2-12), se considera el peso molar promedio de triglicéridos y, además, se consideran los pesos molares promedio de los mono y diglicéridos. Estos últimos se calculan a partir del peso molar promedio de los ácidos grasos, teniendo en cuenta que un glicerol se une con uno o dos ácidos grasos y libera uno o dos grupos hidroxilos, para formar un mono y diglicérido, respectivamente.

$$PM_{TG} = 860 \text{ g/mol}$$

$$PM_G = 92 \text{ g/mol}$$

$$PM_{MG} = 348 \text{ g/mol}$$

$$PM_{DG} = 696 \text{ g/mol}$$

Luego, según la reacción (2-11), se tiene:



$$1 \text{ mol } 860 \frac{\text{g}}{\text{mol}} + 2 \text{ moles } 92 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 3 \text{ moles } 348 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$1044 \text{ g} = 1044 \text{ g}$$

Luego, según la reacción (2-12), se tiene:



$$1 \text{ mol } 860 \frac{\text{g}}{\text{mol}} + 2 \text{ moles } 92 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 1.5 \text{ moles } 696 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$1044 \text{ g} = 1044 \text{ g}$$

De esta manera, se verifica que los balances de masa de las reacciones de glicerólisis cierran y, por tanto, se considera que los pesos moleculares promedios calculados para los mono y diglicéridos son correctos para utilizar en próximos cálculos.

2.3.5.2. Purificación del glicerol

El glicerol es el componente que se aprovecha como materia prima en el reactor de glicerólisis. La fase acuosa que sale del reactor de hidrólisis (figura 2-12) es la corriente rica en glicerol, en comparación con la fase grasa. Sin embargo, dicha corriente posee un 97.5% en masa de agua, cantidad sumamente excesiva. Por tanto, debe dirigirse a un evaporador a fin de eliminar de la misma la mayor cantidad de agua posible y purificar el glicerol presente. Esta operación se realiza por dos motivos, los cuales se mencionan a continuación:

- El agua presente en la corriente que entra al reactor de glicerólisis, en grandes cantidades, disminuye la eficiencia del reactor y aumenta su volumen requerido.
- El agua que se elimina de la corriente se puede recircular al reactor de hidrólisis por lo que reduce considerablemente la cantidad de agua fresca que se debe alimentar al mismo.

En este punto, cabe aclarar que para los próximos cálculos se considera que la operación de evaporación tiene una eficiencia del 100%. Esta suposición se corregirá y modificará en capítulos posteriores a medida que el estudio en cuestión se profundice en detalle.

En la figura 2-15, se presenta un diagrama cualitativo del evaporador que corresponde a la purificación del glicerol con sus respectivas corrientes de entrada y salida.

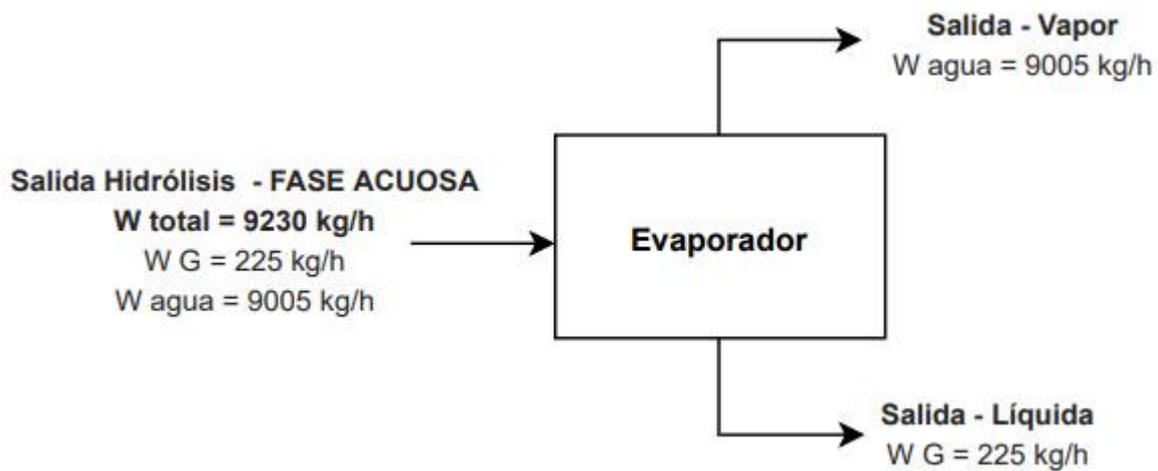


Figura 2-15. Diagrama cualitativo del evaporador del sistema de purificación de glicerol.

2.3.5.3. Balance en el reactor de glicerólisis

A continuación, se plantea el balance de masa para el reactor de glicerólisis, considerando al sistema en estado estacionario.

$$\text{Entradas} = \text{Salidas}$$

$$G_{\text{purificado}} + \text{Sebo}_{\text{glicerólisis}} + \text{Catal.} = TG_{\text{exceso}} + AG_{\text{libres}} + G_{\text{exceso}} + MG + DG + \text{Catal.} \quad (2-13)$$

(I)
(II)
(III)
(IV)
(V)
(VI)
(VII)
(VIII)
(IX)

Se presenta una serie de condiciones relacionadas al proceso de glicerólisis que se deben considerar al plantear el balance correspondiente:

- A. Se considera que el sebo depurado contiene un 98% en masa de triglicéridos.
- B. El restante 2% en masa del sebo depurado corresponde a ácidos grasos libres.
- C. El glicerol debe estar en exceso un 40% molar.
- D. En estas condiciones, la conversión de triglicéridos es del 90%.
- E. Se utiliza hidróxido de calcio ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) como catalizador de la reacción en una relación 0.02 kg/kg sebo.

Posteriormente, se analiza cada término presente en la ecuación (2-13).

Término (I)

La corriente líquida que sale del evaporador corresponde al glicerol purificado (figura 2-15).

$$Glicerol_{purificado} = 225 \text{ kg/h}$$

Al considerar que el glicerol debe presentar un exceso del 40% molar, según condición C., se prosigue a calcular el caudal de glicerol estequiométrico.

$$Glicerol_{estequiométrico} = 225000 \frac{\text{g}}{\text{h}} \frac{1 \text{ mol}}{92 \text{ g}} \frac{100\%}{140\%} = 1746.9 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

Término (II)

La cantidad de sebo necesaria se calcula como se muestra a continuación. En primer lugar, al tener en cuenta las expresiones (2-11) y (2-12), se puede observar que por cada mol de TG se necesitan dos moles de G estequioméricamente.

$$TG_{estequiométrico} = G_{estequiométrico} \frac{1 \text{ mol TG}}{2 \text{ moles Glicerol}} = 873.4 \frac{\text{mol TG}}{\text{h}}$$

Luego, al considerar que el sebo se compone del 98% en masa de triglicéridos, según la condición A., se obtiene la cantidad de sebo necesaria para glicerolisis.

$$Sebo_{glicerolisis} = TG_{estequiométrico} \frac{860 \text{ g TG}}{1 \text{ mol TG}} \frac{100 \text{ g sebo}}{98 \text{ g TG}} \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = 766.5 \text{ kg/h}$$

Término (III)

Según la condición E., se utiliza hidróxido de calcio (Ca(OH)_2) como catalizador en una relación 0.02 kg/kg sebo.

$$Catal. = 0.02 \frac{\text{kg catal.}}{\text{kg sebo}} Sebo_{glicerolisis} = 15.3 \text{ kg/h}$$

Término (IX)

La cantidad de triglicéridos en exceso se calcula al considerar la condición D., según la cual la conversión de TG es del 90%.

$$TG_{exceso} = 0.1 TG_{estequiométrico} \frac{860 \text{ g TG}}{1 \text{ mol TG}} \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = 75.1 \text{ kg/h}$$

Término (V)

La cantidad de ácidos grasos libres que sale del reactor es la misma cantidad que entra debido a que los mismos no sufren reacción en el reactor. Por tanto, se calcula al considerar la condición B., según la cual el sebo presenta un 2% en masa de ácidos grasos libres.

$$AG_{libres} = 0.02 Sebo_{glicerolisis} = 15.3 \text{ kg/h}$$

Término (VI)

El glicerol en exceso viene dado por lo que entra menos lo que reacciona. Para calcular la cantidad de glicerol que reacciona debe considerarse la condición D., es decir, que la conversión de TG es del 90%.

$$TG_{reaccionan} = 0.9 TG_{estequiométrico} = 786.1 \frac{\text{mol TG}}{h}$$

$$G_{reacciona} = TG_{reacciona} \frac{2 \text{ moles Glicerol}}{1 \text{ mol TG}} \frac{92 \text{ g G}}{1 \text{ mol G}} \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = 144.6 \text{ kg/h}$$

Luego,

$$G_{exceso} = G_{purificado} - G_{reacciona} = 80.4 \text{ kg/h}$$

Término (VII) y (VIII)

A partir del análisis de los términos anteriores, se puede plantear un balance adicional considerando únicamente las reacciones involucradas, como se muestra en la expresión (2-14).

$$TG_{reaccionan} PM_{TG} + G_{reacciona} = MG + DG \quad (2-14)$$

A partir del análisis de los términos anteriores, en la ecuación (2-14) se tienen dos incógnitas: el caudal másico de MG y el de DG. A fin de encontrar una relación entre ambas incógnitas, se considera que la mezcla orgánica a la salida del sistema de glicerólisis se debe componer según especificaciones presentadas en la tabla 2-6.

Tabla 2-6. Rango de composiciones aceptadas para la mezcla comercial de mono y diglicéridos.

Componente	Composición másica [%]
Monoglicéridos	55 - 65
Diglicéridos	20 - 25
Triglicéridos + Ácidos grasos	10 - 20

A partir del valor medio de los datos presentados en la tabla 2-6, se recalcula la composición másica de la mezcla comercial de mono y diglicéridos sin tener en cuenta los triglicéridos y los ácidos grasos. Estos dos últimos componentes se consideran impurezas y se calcularon previamente en los términos TG exceso y AG libres, respectivamente, de la ecuación (2-13). En este punto, cabe aclarar que, además, la corriente de TG que sale de la operación de destilación (figura 2-13) se decide redirigirla y sumarla a la corriente comercial que sale del

sistema de glicerólisis a fin de aprovecharla y cumplir con los requisitos presentados en la tabla 2-6.

Luego, considerando únicamente los monos y diglicéridos para aplicar la expresión (2-14), la mezcla comercial debe presentar la composición másica que se presenta en la tabla 2-7.

Tabla 2-7. Composiciones másicas para la mezcla comercial, considerando sólo mono y diglicéridos.

Componente	Composición másica [%]
Monoglicéridos	73
Diglicéridos	27

Luego, teniendo en cuenta que los datos de la tabla 2-7 y observando la expresión (2-14), se puede formular la expresión (2-15).

$$MG = 0.73 [TG_{reaccionan} PM_{TG} + G_{reacciona}] \quad (2-15)$$

Finalmente, a partir del análisis de cada uno de los términos de la ecuación (2-13), se reemplazan los valores obtenidos en la misma como se muestra a continuación.

$$G_{purificado} + Sebo_{glicerolisis} + Catal. = TG_{exceso} + AG_{libres} + G_{exceso} + MG + DG + Catal. \quad (2-13)$$

$$225 \text{ kg/h} + 766.5 \text{ kg/h} + 15.3 \text{ kg/h.} = 75.1 \text{ kg/h} + 15.3 \text{ kg/h} + 80.4 \text{ kg/h} + MG + DG + 15.3 \text{ kg/h.} \quad (2-13)$$

Luego, reemplazando valores en la expresión (2-15), se obtiene, junto con la expresión (2-13), un sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas.

$$MG = 0.73 \left[786.1 \frac{\text{mol } TG}{h} \frac{860 \text{ g } TG}{1 \text{ mol } TG} \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} + 144.6 \frac{\text{kg}}{h} \right] \quad (2-15)$$

Al resolver el sistema de ecuaciones planteado, se obtiene:

$$MG = 599.1 \text{ kg/h}$$

$$DG = 221.6 \text{ kg/h}$$

Finalmente, en la figura 2-16, se presenta un diagrama cualitativo del reactor de glicerólisis con sus respectivas corrientes de entrada y salida, junto con los caudales másicos de sus correspondientes componentes.

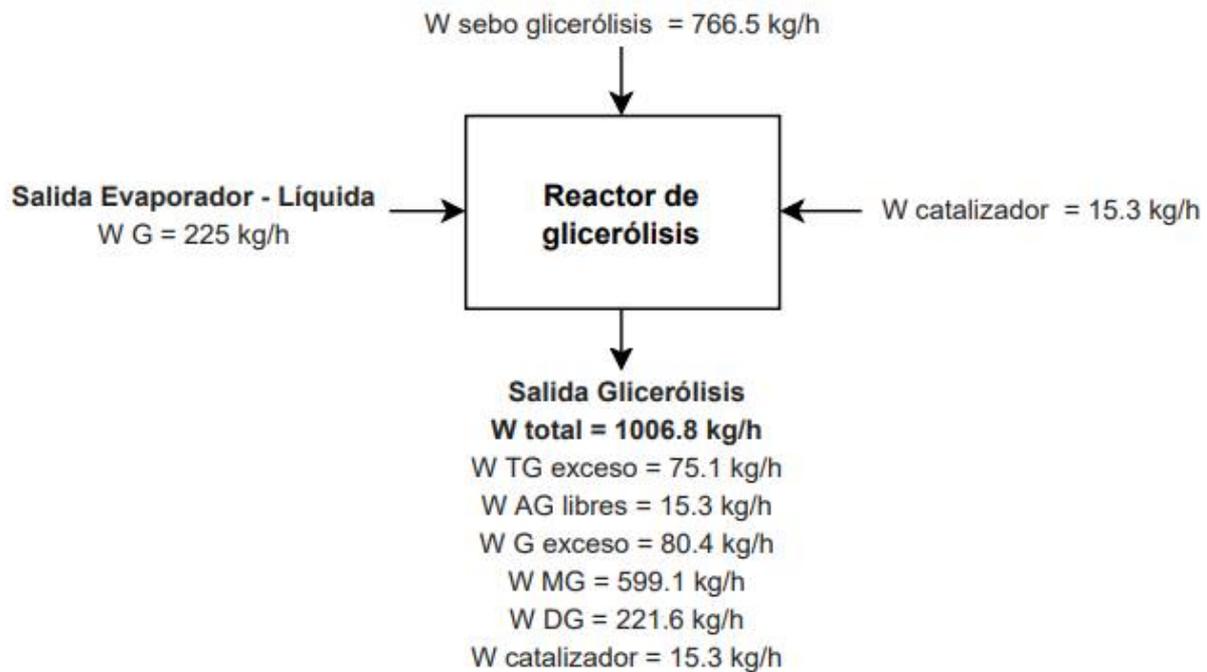


Figura 2-16. Diagrama cualitativo del reactor de glicerólisis con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

En este punto, ya se encuentra definida la cantidad de sebo necesaria tanto para el sistema de hidrólisis como para el sistema de glicerólisis. Por lo tanto, se puede resolver el balance de masa para el sistema de pretratamiento de la materia prima, cuyo sistema de ecuaciones comprende las expresiones (2-5) y (2-6).

$$Sebo_{rama} = Agua_{sebo} + Sólidos + Sebo_{depurado} \quad (2-5)$$

$$Sebo_{depurado} = Sebo_{hidrólisis} + Sebo_{glicerólisis} \quad (2-6)$$

Al reemplazar los valores correspondientes, se despejan las dos incógnitas del sistema: sebo en rama y sebo depurado, como se muestra a continuación.

$$Sebo_{rama} = 0.3 Sebo_{rama} + 0.1 Sebo_{rama} + Sebo_{depurado} \quad (2-5)$$

$$Sebo_{depurado} = 2308 \text{ kg/h} + 766.5 \text{ kg/h} \quad (2-6)$$

Luego,

$$Sebo_{depurado} = 3074.5 \text{ kg/h}$$

$$Sebo_{rama} = 5124.2 \text{ kg/h}$$

$$Agua_{sebo} = 1537.3 \text{ kg/h}$$

$$\text{Sólidos} = 512.4 \text{ kg/h}$$

2.3.5.4. Reactor de neutralización del catalizador

El catalizador utilizado en el reactor de glicerólisis es un componente básico por lo que debe ser neutralizado en un posterior reactor de neutralización. La reacción de neutralización involucrada es la que se presenta en la expresión (2-16).



El peso molecular de cada uno de los compuestos involucrados en la reacción son:

$$PM_{\text{catalizador}} = 74 \text{ g/mol}$$

$$PM_{\text{fosfórico}} = 98 \text{ g/mol}$$

$$PM_{\text{sal}} = 310 \text{ g/mol}$$

$$PM_{\text{agua}} = 18 \text{ g/mol}$$

A partir de la cantidad de catalizador que se agrega en el reactor de glicerólisis y al considerar la expresión (2-16), se calcula la cantidad de ácido fosfórico que se necesita para su neutralización como también el caudal másico de cada uno de los productos formados como se muestra a continuación.

$$\text{Catalizador} = 0.02 \frac{\text{kg catal.}}{\text{kg sebo}} \text{Sebo}_{\text{glicerólisis}} = 15.3 \text{ kg/h}$$

$$\text{Ácido fosfórico} = \text{Catalizador} \frac{1 \text{ mol cat.}}{74 \text{ g cat.}} \frac{2 \text{ moles fosfórico}}{3 \text{ moles cat.}} \frac{98 \text{ g fosfórico}}{1 \text{ mol fosfórico}} = 13.5 \text{ kg/h}$$

$$\text{Agua}_{\text{neutralización}} = \text{Catalizador} \frac{1 \text{ mol cat.}}{74 \text{ g cat.}} \frac{6 \text{ moles agua}}{3 \text{ moles cat.}} \frac{18 \text{ g agua}}{1 \text{ mol agua}} = 7.4 \text{ kg/h}$$

$$\text{Sal} = \text{Catalizador} \frac{1 \text{ mol cat.}}{74 \text{ g cat.}} \frac{1 \text{ mol sal}}{3 \text{ moles cat.}} \frac{310 \text{ g sal}}{1 \text{ mol sal}} = 21.4 \text{ kg/h}$$

En la figura 2-17, se presenta un diagrama cualitativo del reactor de neutralización con sus correspondiente corrientes de entrada y salida, junto con los caudales másicos de sus componentes.

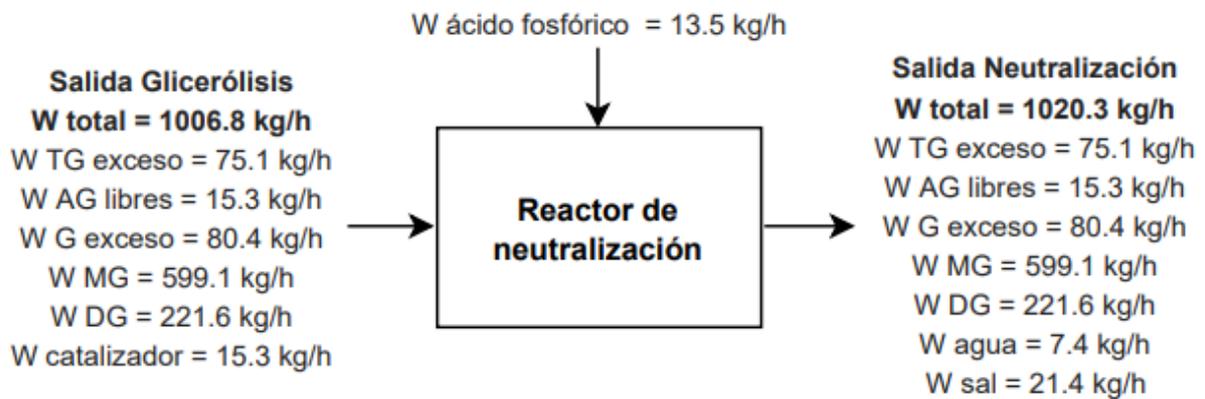


Figura 2-17. Diagrama cualitativo del reactor de neutralización con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

2.3.6. Sistema de separación de la mezcla MG y DG

En este sistema, compuesto únicamente por el proceso de decantación, se produce la separación física de la fase orgánica, compuesta por mono, di y triglicéridos, y la fase inorgánica, compuesta por agua, sal y glicerina en exceso.

En este sentido, se considera que la composición de ambas fases no varía al pasar por dicho proceso, estimando la efectividad de separación del mismo en un 100%. Es por este motivo, que se asumen que las salidas de este proceso son iguales a la salida del reactor de neutralización pero separadas en fase grasa y fase acuosa.

Como se mencionó anteriormente, a la fase grasa que sale del decantador se le suma la corriente de triglicéridos que sale de la operación de destilación del sistema de purificación de ácidos grasos con el objetivo de aprovecharlos y cumplir con los especificaciones de la mezcla final de mono y diglicéridos, dándole valor comercial.

En la figura 2-18, se presenta un diagrama cualitativo del decantador con sus respectivas corrientes de entrada y salida, junto con los caudales máxicos de sus correspondientes componentes, considerando el aprovechamiento de la corriente de TG que sale del destilador.

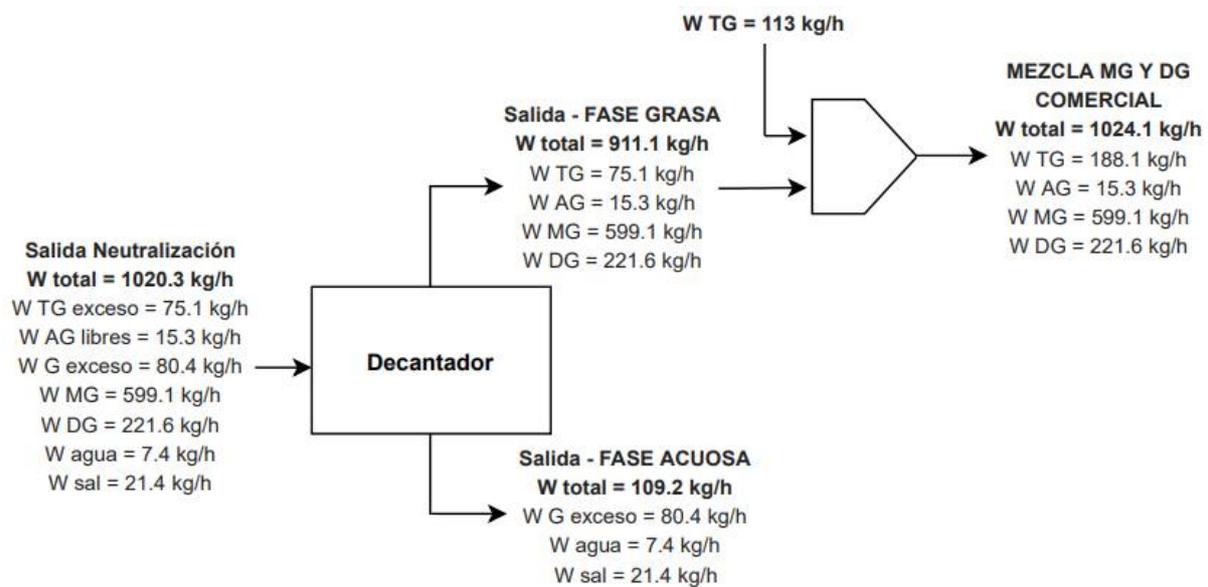


Figura 2-18. Diagrama cualitativo del decantador con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

Finalmente, en la tabla 2-8, se presentan los porcentajes másicos de MG, DG, AG y TG presentes en la fase orgánica a la salida del sistema de separación de la mezcla MG y DG, junto con las especificaciones requeridas.

Tabla 2-8. Comparación de resultados obtenidos con especificaciones.

Compuesto	Porcentaje másico [%]	Especificaciones másicas [%]
MG	58.5	55 - 65
DG	21.6	20 - 25
Impurezas (TG + AG)	19.9	10 - 20

Se puede observar que los valores presentados en la tabla 2-8 se encuentran dentro del rango de especificaciones aceptadas para la mezcla comercial de mono y diglicéridos.

2.3.7. Balance de masa global sin reciclos

A continuación, en la figura 2-19 se presenta un diagrama cualitativo de la estructura general de la planta de producción de ácidos grasos.

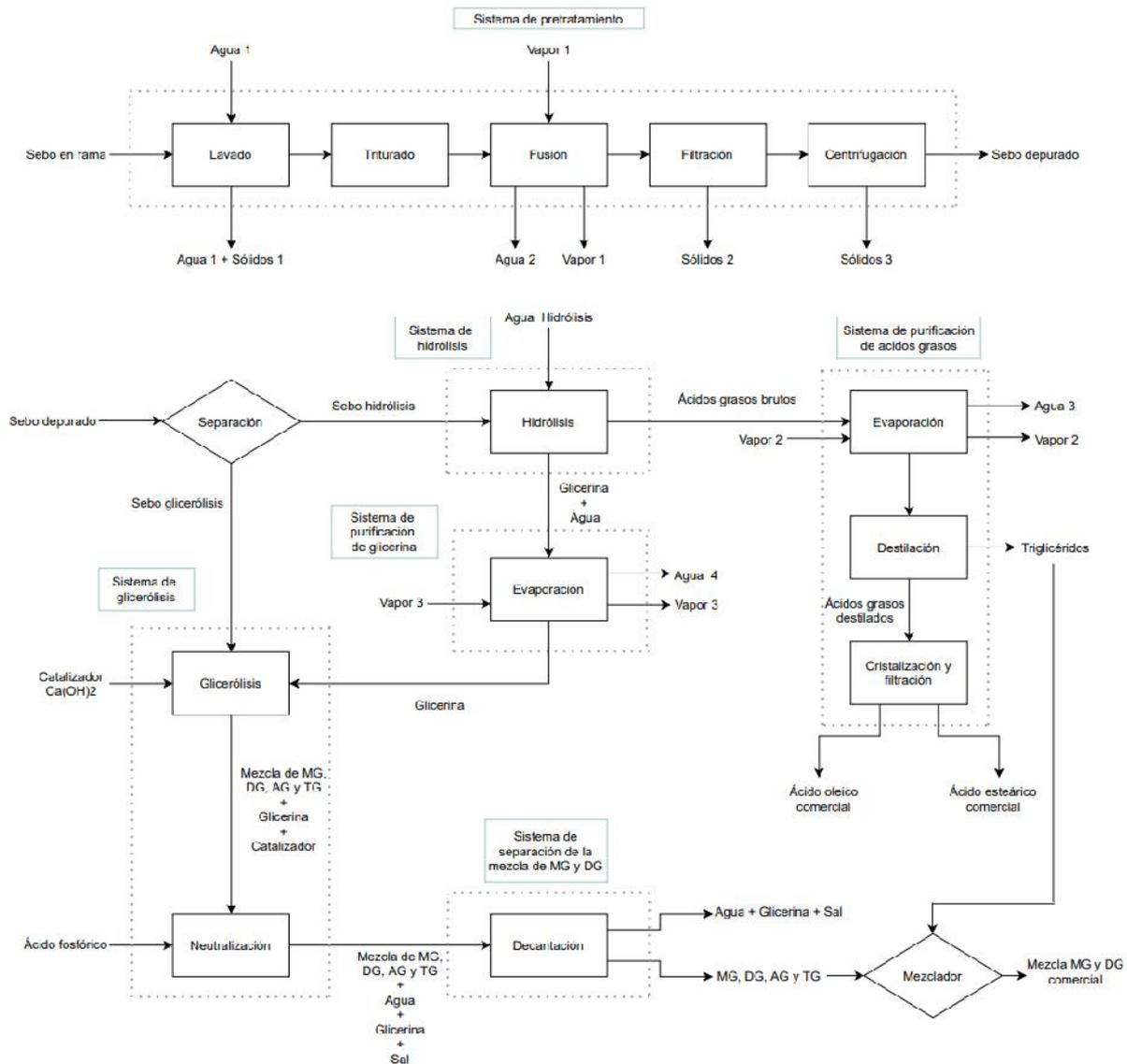


Figura 2-19. Estructura general de la planta.

A fin de plantear el balance de masa global, en la figura 2-20, se observan las corrientes de entrada y salida generales de la planta. Aquellas corrientes resaltadas con color verde corresponden a entradas, mientras que las corrientes resaltadas con color azul corresponden a salidas. Cabe aclarar que, para el balance global, no se consideran las corrientes de servicio (vapor, agua de lavado, etc.).

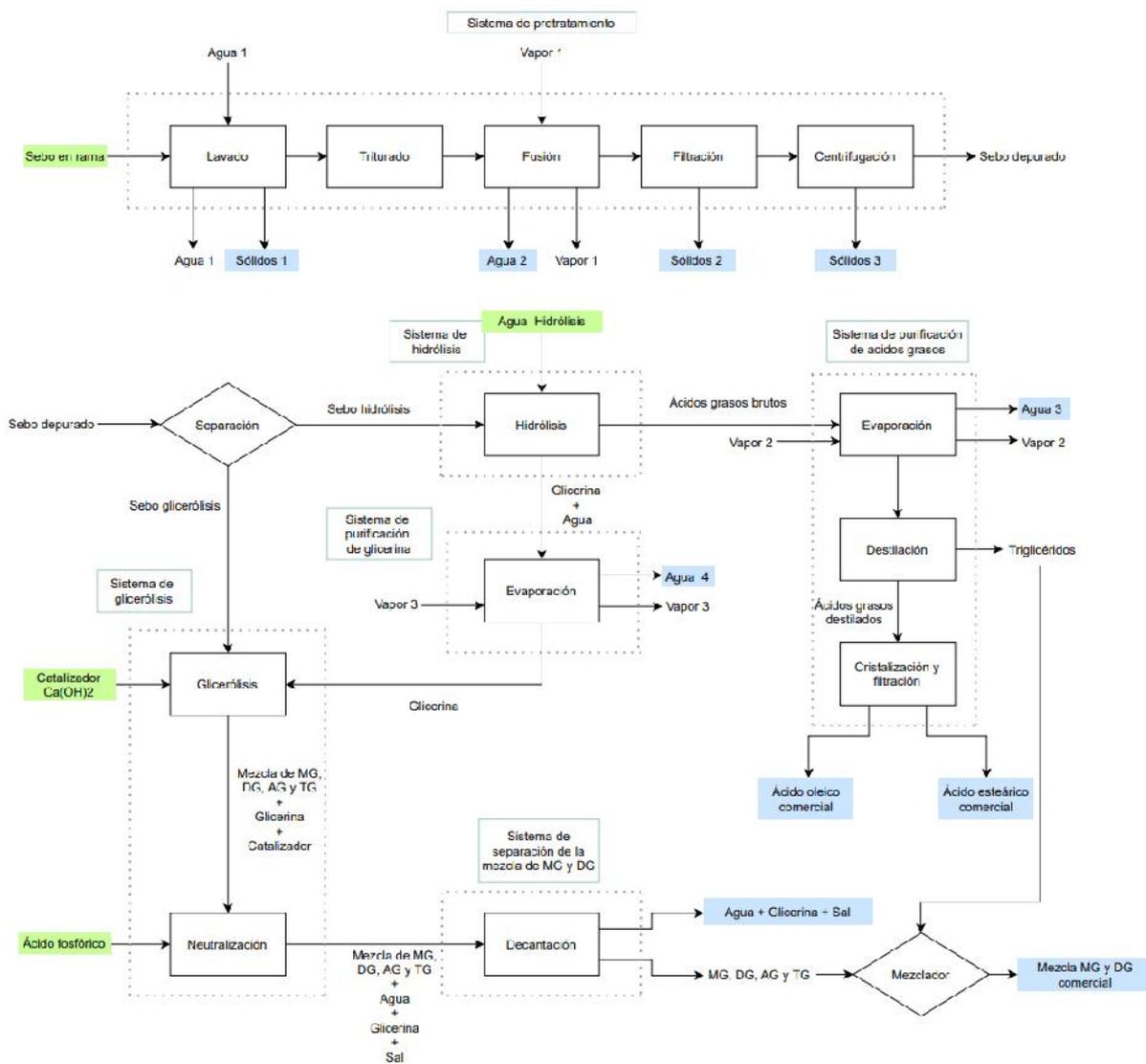


Figura 2-20. Estructura general de la planta con corrientes globales de entrada y salida.

A fin de que el balance general cierre, se debe verificar que:

$$\text{Entradas} = \text{Salidas}$$

Luego, al reemplazar los correspondientes valores, se obtienen los resultados que se presentan en la tabla 2-9.

Tabla 2-9. Caudales de corrientes globales de entrada y salida de la planta.

ENTRADAS		SALIDAS		
Corriente	Caudal másico [kg/h]	Corriente	Caudal másico [kg/h]	
Sebo en rama	5142.2	Agua 2	1537.3	
Agua hidrólisis	9232	Sólidos 1	512.4	
Catalizador	15.3	Sólidos 2		
Ácido fosfórico	13.5	Sólidos 3		
		Agua 3 (agua+glicerina)		97
		Ácido oleico comercial		1100
		Ácido esteárico comercial		1000
		Agua 4		9005
Agua + Glicerina + Sal	109.2			
		Mezcla MG y DG comercial	1024.1	
TOTAL	14385	TOTAL	14385	

A partir de los valores presentados en la tabla 2-9, se puede afirmar que el balance global de la planta cierra correctamente ya que se verifica que el caudal másico de entrada es igual al de salida y, por tanto, todo lo que entra, sale.

2.3.8. Reciclos

2.3.8.1. Reciclo de agua

Debido a que es necesario un exceso de agua para llevar a cabo la reacción de hidrólisis, al observar los valores de la tabla 2-9, se decide recircular dos corrientes internas del proceso, para conformar en parte la corriente de entrada de agua al sistema de hidrólisis. De esta manera, se recircula el agua que sale como resultado de la fusión del sebo y, también, la corriente de agua que sale del evaporador utilizado para remover el agua presente en la glicerina, que sale de la reacción de hidrólisis. A continuación, se presenta el balance plantado.

$$Agua_{fresca} = Agua_{hidrólisis} - Agua_4 - Agua_2$$

$$Agua_{fresca} = 9232 \text{ kg/h} - 9005 \text{ kg/h} - 1537.3 \text{ kg/h} = - 1310.3 \text{ kg/h}$$

A partir de los resultados presentados, se puede afirmar que si se recirculan ambas corrientes no será necesario introducir agua fresca al sistema de hidrólisis de manera continua y, además, queda un exceso de agua que podría ser utilizada, por ejemplo, para el lavado del sebo en rama. Sin embargo, cabe aclarar, que dicho análisis se fundamenta en operaciones con 100% de eficiencia lo cual no ocurre en realidad y, por ende, es posible que existan modificaciones en cuanto al reciclaje de agua a medida que el estudio del proyecto avance y se profundice.

2.4. Bibliografía

- *Subproductos no comestibles y su tratamiento*. Obtenido de:
<http://www.fao.org/3/T0566S/T0566S11.htm#ch11.2>
- *RDC. Procesos industriales*. Obtenido de:
<http://www.refineriadelcentro.com.ar/es/procesos-industriales#29031>
- HDH SA. *Subproductos ganaderos*. Obtenido de: <http://www.hdksa.com/>
- Guillermo, F. (2015). *La refinación física en el procesamiento de aceites tradicionales*. Obtenido de:
https://www.asaga.org.ar/descargas/material/CURSO_REFINACION/REF6_FernandezLong.pdf
- Desmet Ballesta. *Fatty acids*. Obtenido de: <https://www.desmetballestra.com>
- *Procesos de transformación*. Obtenido de: <http://oleofat.es/PROCESOS/>
- Arévalo, S. (2013). *Tesis doctoral: Cambios bioquímicos en el procesamiento de aceites y grasas*. Universidad Nacional de la Amazonía Peruana.
- Sanjay, N. (1995). *Separation of fatty acids by extractive crystallization*. Universidad de Nebraska.
- Jones, M., Hernandez, H., Zubov, A., Sarup, B., Sin G. (2019). *Splitting Triglycerides with a Counter-Current Liquid-Liquid Spray Column: Modeling, Global Sensitivity Analysis, Parameter Estimation and Optimization*.
- Patil, T., Butala, D., Raghunathan, T., Shankar, H. (1988). *Thermal Hydrolysis of Vegetable Oils and Fats. 1. Reaction Kinetics*. Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 27, No. 5.
- Namdev, P., Patil, T., Raghunathan, T., Shankar, S. (1998). *Thermal Hydrolysis of Vegetable Oils and Fats. 3. An Analysis of Design Alternatives*. Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 27, No. 5.
- Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim. (2005). *Fatty acids*.

- Suan Lin Ooi & Ho Kee Pee. (1985). *Processing for Industrial Fatty Acids*. Vol. 62, No. 2.
- Istyami, A. , Tatang, H., Prakoso, T. (2018). *Mass Balances and Thermodynamics Study of Triglyceride Hydrolysis*.
- McBain ,J., Warwicke, J., Smith, E., Maclennan, K. (1948). *Continuous Fat Splitting Plants Using the Colgate-Emery Process*.
- Alvarez, S., Tonetto G. (2019). *Catalytic Synthesis of Monoglycerides by Glycerolysis of Triglycerides*.
- Cheirsilp. (2006). *Kinetic study of glycerolysis of palm olein for monoacylglycerol production by immobilized lipase*. Universidad Príncipe de Songkla.
- Corma A., Iborra S., Miquel S., Primo J. (1998). *Catalysts for the Production of Fine Chemicals*.
- Satriana, Normalina, A. , Yanti, M., Adisalamun, Muhammad D. , Wan A. (2016). *Diacylglycerol-enriched oil production using chemical glycerolysis*.
- Aly, G. & Ashour,I. (1992). *Applicability of the Perturbed Hard Chain Equation of State for Simulation of Distillation Processes in the Oleochemical Industry. Part I: Separation of Fatty Acids, Separation Science and Technology*.
- Lin, S. & Pee, H. K. (1985). *Processing for Industrial Fatty Acids - II*. Journal of the American Oil Chemists' Society. Vol. 62, p. 348.
- Hastert,R.C. (1979). *Hydrogenation of Fatty Acids*. Journal of the American Oil Chemists' Society. Vol 56, p. 732 A-739 A.
- *Desmet Ballestra*. Obtenido de <https://www.desmetballestra.com>
- Plank, R. (1980). *El empleo del frío en la industria de la alimentación*.

CAPÍTULO 3

Diseño del sistema de reactores

3.1. Objetivos del capítulo

El objetivo de este capítulo es el diseño completo de los reactores involucrados en la producción de ácidos grasos y en la mezcla de glicéridos para lograr las especificaciones mencionadas en capítulos anteriores.

En primer lugar, se calculan las dimensiones de los reactores a partir de modelos cinéticos encontrados en bibliografía. Realizado esto, se definen las especificaciones constructivas de los mismos tales como altura, diámetro, entre otros. También se hará hincapié en otras cuestiones técnicas como ser el sistema de agitación y la disposición de los reactores. Finalmente, se realiza el diseño térmico de los reactores para garantizar la operación óptima de los sistemas.

Además, se plantean de forma sencilla los sistemas de control necesarios que permitan mantener las variables de proceso en un rango controlado y así lograr la automatización de los procesos asegurando un buen desempeño de la planta.

3.2. Reactor de Hidrólisis

Como se ha mencionado en los capítulos anteriores, la hidrólisis de aceites y grasas es un proceso de suma importancia ya que provee de materia prima a un sinnúmero de industrias químicas. La obtención de ácidos grasos a partir de triglicéridos ocurre mediante la reacción de hidrólisis. Esta consta de tres etapas reversibles donde tri- (TG), di- (DG) y monoglicéridos (MG) reaccionan con agua para obtener ácidos grasos (AG) y glicerol (G), donde los DG y MG actúan como intermediarios.

La hidrólisis industrial convencional de aceites y grasas generalmente se realiza bajo condiciones subcríticas con presiones cercanas a 50 bar y temperaturas alrededor de 260°C durante un período máximo de 2 horas con altos rendimientos (96-99%). En la práctica, se evitan las condiciones supercríticas debido a la alta energía requerida para mantener el proceso de reacción por encima del punto crítico del agua, siendo reemplazado por las condiciones operativas subcríticas que además proporcionan una mejor miscibilidad entre los triglicéridos y el agua.

La gran ventaja de aplicar el medio subcrítico es eliminar la necesidad del uso de un catalizador, evitando los pasos posteriores de separación y recuperación del mismo. La reacción de hidrólisis llevada a cabo en un entorno subcrítico, proporciona condiciones de

operación favorables para una reacción autocatalizada por los ácidos grasos formados, que actúan como catalizadores ácidos, acelerando su propia reacción.

En base a lo anteriormente analizado, se definen las condiciones de operación para el reactor de hidrólisis: una temperatura de 260°C y una presión de 50 bares. Este proceso se lleva a cabo de manera continua en un reactor de tipo columna de aspersión a contracorriente. La fase acuosa ingresa por el tope y la fase oleosa ingresa por el fondo.

3.2.1. Dimensionamiento del reactor

3.2.1.1. Modelo cinético

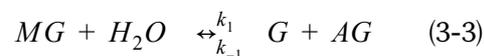
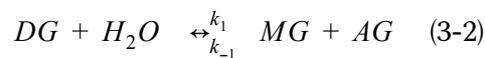
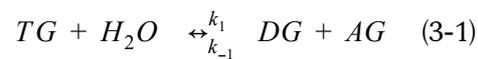
Si bien hay muchos factores involucrados en el dimensionamiento del reactor de hidrólisis, la determinación del modelo cinético que rige el proceso es uno de los puntos claves. En este sentido, la elección de un modelo u otro se basa en la cantidad de información con la que se cuenta sobre dicho modelo, la complejidad matemática que implica, si el mismo predice el comportamiento del proceso según lo obtenido experimentalmente, entre otros factores.

Particularmente, en el caso de la hidrólisis de triglicéridos para la obtención de ácidos grasos, se puede encontrar en literatura modelos que van desde una única reacción global e irreversible hasta un conjunto de reacciones reversibles y autocatalíticas que tienen en cuenta la distribución de productos intermediarios. A esto se le suma, al tratarse de una reacción heterogénea debido a la presencia de dos fases, el hecho que el modelo considere o no la transferencia de masa de manera explícita, los cambios de solubilidad entre fases o que el modelo aplique específicamente a determinadas condiciones de trabajo siendo éstas operadas a nivel laboratorio, por ejemplo.

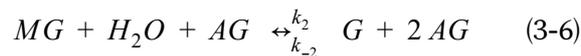
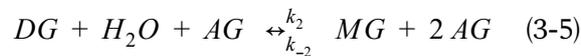
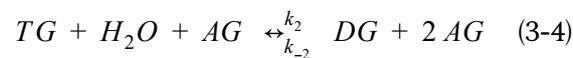
Además del amplio espectro de cuestiones a tener en cuenta a la hora de seleccionar un modelo cinético apropiado, se debe considerar que muchos de éstos surgen experimentalmente al operar reactivos que no son específicamente los tratados en este proyecto. En este sentido, si bien los modelos en cuestión se refieren a triglicéridos como reactivo principal, muchos de ellos son de origen vegetal lo cual no coincide con los estudiados en este caso, los cuales son de origen animal destacando que, además, son de composición altamente variable. Es por esto que se considera cierta flexibilización en dicho tema al aplicar, en este caso, modelos cinéticos para la hidrólisis de triglicéridos sin hacer mucho hincapié en la procedencia de los mismos pero teniendo en cuenta que esto puede involucrar discrepancias en cuanto a los resultados obtenidos.

Como se ha mencionado anteriormente, la reacción de hidrólisis puede ser caracterizada de diversas maneras de acuerdo a los criterios adoptados por los diferentes autores. Luego de una extensa revisión de bibliografía y considerando los aspectos más relevantes de la reacción, se decidió utilizar el modelo que se propone en el trabajo realizado por Milliren et al. donde se estudia la cinética de la hidrólisis de triglicéridos en condiciones subcríticas, las cuales son similares a las propuestas en este trabajo.

El modelo cinético elegido para representar la hidrólisis de los triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos para la formación de sus respectivos ácidos grasos y glicerol se puede representar como el sistema de reacciones reversibles que se presenta a continuación.



En este modelo, además de las reacciones planteadas anteriormente, se incluye el siguiente sistema de reacciones reversibles autocatalíticas.



De esta manera el sistema de reacción queda determinado por seis reacciones reversibles: tres reacciones primarias (3-1)-(3-3) y tres reacciones autocatalíticas (3-4)-(3-6). Donde se considera que las reacciones presentadas en las expresiones de (3-1) a (3-6) son reacciones elementales.

Además, se considera que, para cada sistema de reacciones, las constantes cinéticas para triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos son iguales e independientes del largo de la cadena de los ácidos grasos que los componen. La dependencia de las constantes cinéticas con la temperatura queda determinada según Arrhenius como se muestra en la expresión (3-7).

$$k_i = 10^{a_i} \exp\left(\frac{-E_i}{RT}\right) \quad (3-7)$$

Para el caso de las reacciones primarias, ecuaciones de (3-1) a (3-3):

→ $i = 1$ (reacción directa)

→ $i = -1$ (reacción inversa)

Para el caso de las reacciones autocatalíticas, ecuaciones de (3-4) a (3-6):

→ $i = 2$ (reacción directa)

→ $i = -2$ (reacción inversa)

En la tabla 3-1, se pueden observar los valores que toman los parámetros cinéticos para las reacciones directas e inversas de cada sistema de reacciones. Dichos parámetros son los propuestos en el trabajo realizado por Milliren et al., y fueron previamente verificados a partir del ajuste de los datos experimentales que dicho trabajo arroja, mediante la utilización del programa de cálculo Mathcad, a fin de trabajar con valores correctos.

Tabla 3-1. Parámetros cinéticos del sistema de reacción de hidrólisis para el modelo cinético planteado.

i	$a_i [^*]$	$E_i [KJ/mol]$
1	5.37	90.29
-1	12.89	158.75
2	0.2	26.77
-2	7.72	95.23

*para k_1 y k_{-1} la unidad es [mol/L.min]; para k_2 y k_{-2} la unidad es [mol²/L².min]

3.2.1.2. Consideraciones del modelo cinético propuesto

A partir de lo anteriormente expuesto sobre el modelo cinético elegido para representar la hidrólisis de los triglicéridos, a continuación se presentan ciertas características del mismo:

- El modelo cinético se fundamenta en la hidrólisis de aceite de soja. En este sentido, los triglicéridos estudiados en dicho modelo son de origen vegetal mientras que los estudiados en el presente proyecto son de origen animal, particularmente vacuno. Sin embargo, al considerar la gran variabilidad que estos compuestos presentan no sólo entre un origen u otro sino también dentro de un mismo origen, es difícil encontrar modelos cinéticos aplicados a cada caso en particular. En consecuencia de esto, se asume que el modelo se puede aplicar al presente estudio ya que, en esencia, se habla de triglicéridos.
- El modelo cinético se desarrolla en condiciones de agua subcrítica. El rango de temperatura en el que se aplica el modelo es de 250°C a 300°C, consistente con la

condición de temperatura seleccionada para la operación del reactor de hidrólisis en el presente proyecto.

- El modelo presenta seis etapas reversibles donde tres etapas son autocatalíticas y las otras tres etapas no lo son. Al plantearse seis etapas, se logra obtener la distribución de los productos intermedios involucrados en la reacción y un análisis más verosímil de lo que ocurre dentro del reactor de hidrólisis. En cuanto a la reversibilidad de las reacciones involucradas, cabe destacar la importancia del rol que ocupa el glicerol producido. En este sentido, a medida que se produce mayor cantidad de glicerol, las reacciones siguen en mayor medida el camino inverso dando como resultado una disminución de la cantidad de ácidos grasos producidos.
- El modelo cinético es empírico, se obtiene al ajustar datos experimentales. Es por este motivo que los parámetros presentados pueden reunir en sí otros efectos que ocurren durante la reacción y que no se desarrollan específicamente para un modelado riguroso. Uno de dichos fenómenos es, por ejemplo, la transferencia de masa entre fases. Al tratarse de una reacción heterogénea, el avance de la misma dependerá de la cantidad de agua transferida desde la fase acuosa a la fase grasa.
- El modelo cinético plantea autocatálisis con respecto a los ácidos grasos. Este fenómeno se fundamenta en el hecho de que la solubilidad del agua en la fase orgánica depende directamente de la cantidad de ácidos grasos presentes en esta última. Al principio, cuando la cantidad de ácidos grasos en la fase orgánica es nula, las reacciones que rigen el proceso son las dadas por las ecuaciones (3-1)-(3-3) siendo éstas considerablemente lentas debido a que la solubilidad de agua en la fase orgánica es muy pequeña. A medida que se producen ácidos grasos, la solubilidad de agua en la fase orgánica aumenta por lo que también aumenta la cinética general del proceso, ahora gobernada por las reacciones autocatalíticas dadas por las ecuaciones (3-4)-(3-6). En la hidrólisis de lípidos, al ser una reacción heterogénea, considerar la transferencia de masa entre las fases resulta crucial para obtener resultados más realistas. Este punto se relaciona con el punto anterior ya que, si bien el modelo no considera la transferencia de masa de manera explícita mediante un modelado riguroso y detallado de lo que ocurre durante el contacto de ambas fases, al plantear las reacciones autocatalíticas representa de cierto modo dicho efecto y cómo el mismo influye en los resultados que se verifican con datos

experimentales. Es por este motivo que un modelo cinético autocatalítico resulta ser mucho más representativo de la realidad.

- El modelo cinético se fundamenta en la hidrólisis de triglicéridos que tiene lugar en un reactor batch. El modelado de datos cinéticos por lotes es importante para la aplicación industrial del proceso ya que proporciona información que podría usarse para comparar diferentes enfoques de modelado en distintas condiciones de operación para producir ácidos grasos.

3.2.1.3. Modelo del reactor

Como se mencionó en los capítulos anteriores, actualmente el proceso “Colgate-Emery” es el proceso mayormente aplicado para la hidrólisis de triglicéridos a escala industrial, donde la reacción se lleva a cabo de forma continua en columnas “spray” o de lluvia en contracorriente. En el presente proyecto, la operación de este tipo de reactor se simula a partir de la operación de un reactor tubular (TUB). En este sentido, cabe aclarar que si bien la simulación es una aproximación de la columna “spray” real, se considera que el reactor TUB es el que mejor la representa debido tanto a sus características operativas como constructivas (reactor diferencial, tipo de flujo, geometría, etc.) en comparación con otros reactores ideales, como por ejemplo un reactor tanque agitado continuo.

A la hora de aplicar el modelo cinético anteriormente analizado, que se plantea en un reactor discontinuo, al reactor TUB continuo elegido para la simulación, se deben tener en cuenta una serie de consideraciones que posibilitan la extrapolación de dicho modelo de un reactor a otro. Estas consideraciones se mencionan a continuación:

- *Transferencia de masa.* La transferencia de masa entre dos fases inmiscibles en un reactor batch y en un reactor TUB son diferentes. En un reactor discontinuo se puede aumentar el contacto entre fases y, por tanto, la transferencia de masa al aumentar la agitación en el mismo. Esto es lo que se demuestra en el trabajo realizado por Milliren et al. donde la agitación es tal que se logra una emulsión inestable entre la fase acuosa y la fase grasa. Por su parte, en un reactor TUB continuo, la transferencia de masa queda determinada por otras características, tales como las fluidodinámicas, constructivas, etc., que determinan el contacto y la velocidad de transferencia de masa entre fases pero que difícilmente se comparen a las logradas en un reactor batch de laboratorio. Sin embargo, al considerar el trabajo realizado por Patil, se puede afirmar que en la hidrólisis de triglicéridos la transferencia de masa entre fases es relativamente más rápida que la

cinética intrínseca. Con esta consideración se puede suponer que tanto en el reactor batch como en el reactor TUB continuo el control es puramente cinético y que, a priori, los parámetros del modelo pueden extrapolarse al reactor elegido para la simulación.

→ *Volumen de reacción.* Teniendo en cuenta el trabajo realizado por Patil, la fase reactiva es la fase grasa por lo que el volumen de reacción queda determinado por el volumen de dicha fase. Esto resulta coherente al considerar que el agua primero debe solubilizarse en la fase grasa para luego reaccionar. Sin embargo, el modelo cinético elegido considera que el volumen de reacción es el volumen total (fase acuosa y fase grasa). Esto se debe a que, al desarrollarse en un reactor batch (sistema cerrado) la proporción de fases depende solamente de las condiciones de carga y operación, siendo más fácil referir el modelo cinético al volumen total en vez de considerar el volumen de la fase grasa únicamente. Es por este motivo que los parámetros cinéticos expuestos por el trabajo de Milliren et al. no pueden extrapolarse directamente a un volumen de reacción dado por el volumen de la fase grasa.

Por su parte, en un reactor TUB continuo, la proporción de fases depende de otras características, tales como el tipo de flujo y las características constructivas del reactor, además de las condiciones de alimentación. Sin embargo, también analizado por Patil, se supone que la masa y densidad de ambas fases permanecen sin cambios durante la reacción. Esta consideración se basa en el hecho de que la cantidad de agua que se transfiere desde la fase acuosa a la fase grasa es comparable a la cantidad de glicerina que se transfiere en sentido opuesto, desde la fase grasa a la fase acuosa. Lo mencionado implica que la proporción de fases es constante a lo largo del reactor TUB pero no necesariamente es igual a la del reactor discontinuo utilizado para desarrollar el modelo cinético elegido. Sin embargo, al considerar que se simula un reactor TUB ideal, se puede suponer que las condiciones de alimentación son el factor clave para asegurar que se cumpla la misma proporción de fases en ambos reactores y por tanto se pueda extrapolar el modelo de un reactor a otro.

A fin de poder aplicar los parámetros del modelo cinético elegido, se decide simular el reactor TUB continuo considerando como volumen de reacción al volumen total (fase grasa y fase acuosa), suponiendo que la proporción de fases depende mayoritariamente de las condiciones de alimentación y será igual a la utilizada en el reactor discontinuo. En este sentido, para el reactor TUB continuo se propone una alimentación con la

misma proporción de fases utilizada en el modelo cinético que rige la reacción de hidrólisis, relación en peso 4:1 de agua/fase grasa, a fin de ser consistente con el mismo.

Finalmente, al tener en cuenta las suposiciones previamente mencionadas, el modelo cinético desarrollado en un reactor batch es extrapolable a un reactor TUB debido a que se considera que, en ambos reactores, la transferencia de masa es rápida (control cinético intrínseco) y el volumen de reacción es el volumen total (fase acuosa y fase grasa) siendo la proporción de fases constante y dependiente principalmente de la alimentación.

Cabe aclarar que, por simplicidad matemática a la hora realizar la simulación, el reactor TUB continuo se plantea en co-corriente. Esto implica que el volumen del reactor que se obtiene a partir de la simulación resultará mayor al que se requerirá en la columna “spray” contracorriente para una determinada conversión. Es decir, con la simulación en disposición co-corriente se adopta un criterio conservador, por lo que no será necesario sobredimensionar el reactor simulado.

En la disposición en co-corriente, la fase oleosa rica en TG entra en contacto con el agua pura (figura 3-1). La solubilidad de agua en la fase grasa es relativamente baja y va aumentando a medida que se producen los ácidos grasos. Sin embargo, a medida que se producen los ácidos grasos, también se produce glicerol. Esto lleva a que, en disposición co-corriente, la corriente rica en ácidos grasos esté en contacto con la fase acuosa rica en glicerol, llevando a que ambos compuestos reaccionen para dar lugar a las reacciones inversas, reacciones no deseadas ya que disminuyen la cantidad de ácidos grasos producidos.

Por su parte, en disposición contracorriente, la fase oleosa rica en AG está en contacto con la corriente de agua más pura (figura 3-1). Esto permite un menor encuentro entre el glicerol y los ácidos grasos producidos que conlleva a un menor consumo de éstos últimos por las reacciones inversas. Además, al haber menor consumo de ácidos grasos en dicha zona, la solubilidad del agua en la fase oleosa es mayor por lo que aumenta la velocidad de reacción de obtención de ácidos grasos, debido a su efecto autocatalítico.

Por los motivos mencionados, se puede suponer que el volumen obtenido por la simulación del reactor en disposición co-corriente resultará mayor al correspondiente en disposición contracorriente para una determinada conversión. Razón por la cual no será necesario sobredimensionar el reactor simulado.

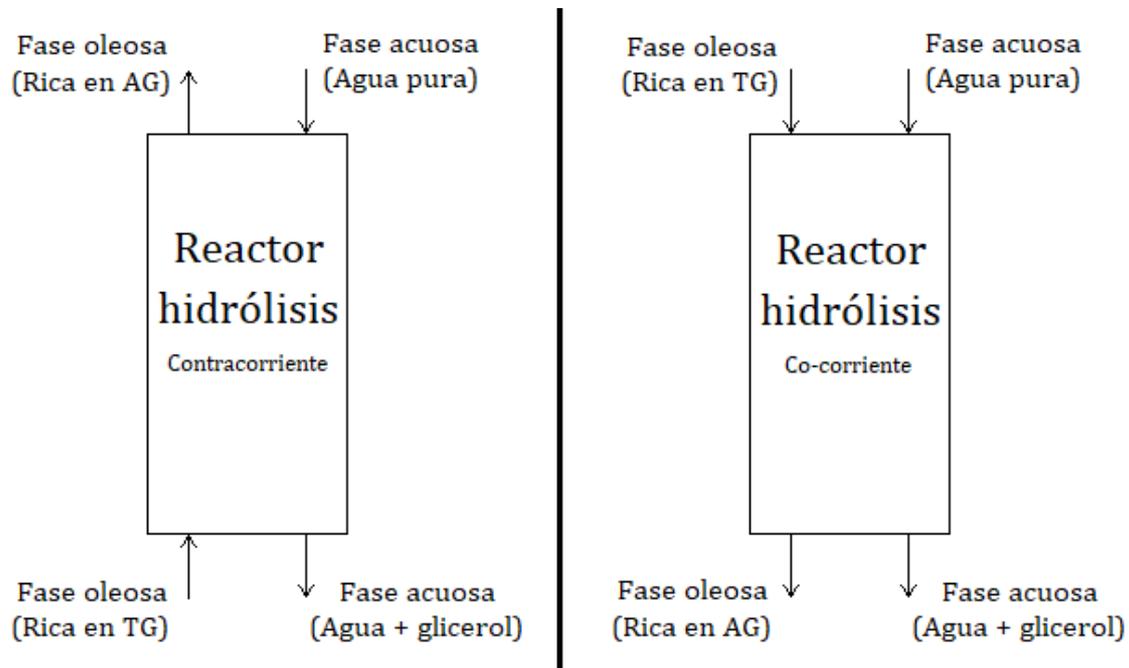


Figura 3-1. Disposición de las corrientes oleosa y acuosa en el reactor en contracorriente y co-corriente.

Otro de los puntos que se debe considerar a fin de obtener las dimensiones del reactor, es la conversión máxima que se puede obtener de acuerdo a la cinética de la reacción. En relación a esto, es de suma importancia tener en consideración que el volumen de un reactor se relaciona estrechamente con el nivel de conversión que se desea obtener. Si el reactor es diseñado considerando una conversión muy elevada, el volumen resultante podría ser excesivo llevando a mayores costos de construcción y operación, tal vez, innecesarios.

Teniendo en cuenta lo expuesto por diversos autores, la hidrólisis de triglicéridos llega a conversiones altas, valores que rondan entre el 95% y 99%, en condiciones subcríticas. Tomando estos valores como referencia, se propone una conversión del 95% que luego, durante la simulación, se modificará ponderando la relación volumen, conversión y producción de ácidos grasos, con el fin de verificar la capacidad de diseño de la planta.

3.2.1.4. Cálculo del reactor

Para el dimensionamiento del reactor tubular, se analizan los balances de masa para cada una de las especies que intervienen en las seis reacciones planteadas en el modelo cinético (3-1)-(3-6).

A continuación, se plantea el balance de masa genérico por componente, en estado estacionario, para un diferencial de volumen de un reactor tubular considerando flujo pistón.

3.2.1.4.1. Balance de masa

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{entrada del} \\ \text{compuesto } i \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{salida del} \\ \text{compuesto } i \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{consumo del} \\ \text{compuesto } i \end{array} \right\}$$

$$-dF_i = (-r_i) dV_R \quad (3-8)$$

Donde

F_i : caudal molar del componente i

$r_i = dC_i/dt$: velocidad de reacción del componente i

V_R : volumen del reactor = volumen total (fase acuosa y fase grasa)

Se realiza el siguiente cambio de variable para el balance (3-8):

$$F_i = Q_{total} C_i$$

$$dF_i = Q_{total} dC_i$$

Por lo tanto, el balance (3-8) se puede reescribir como se muestra en la expresión (3-9).

$$\frac{dC_i}{dV_R} = \frac{r_i}{Q_{total}} \quad (3-9)$$

Donde

C_i : concentración del componente i

Q_{total} : caudal volumétrico

Los balances de masa para cada componente, representados por la expresión (3-9), se presentan a continuación.

Triglicéridos (TG)

$$\frac{d[TG]}{dV_R} = \frac{-k_1[TG][H_2O] + k_{-1}[DG][AG] - k_2[TG][H_2O][AG] + k_{-2}[DG][FA]^2}{Q}$$

Diglicéridos (DG)

$$\frac{d[DG]}{dV_R} = \frac{-k_{-1}[DG][AG] - k_1[DG][H_2O] + k_1[TG][H_2O] + k_{-1}[MG][FA] - k_{-2}[DG][FA]^2 - k_2[DG][H_2O][AG] + k_2[TG][H_2O][AG] + k_{-2}[MG][AG]^2}{Q}$$

Monoglicéridos (MG)

$$\frac{d[MG]}{dV_R} = \frac{-k_{-1}[MG][AG] - k_1[MG][H_2O] + k_1[DG][H_2O] + k_{-1}[G][FA] - k_{-2}[MG][FA]^2 - k_2[MG][H_2O][AG] + k_2[DG][H_2O][AG] + k_{-2}[G][AG]^2}{Q}$$

Glicerina (G)

$$\frac{d[G]}{dV_R} = \frac{-k_{-1}[G][AG] + k_1[MG][H_2O] - k_{-2}[G][AG]^2 + k_2[MG][H_2O][AG]}{Q}$$

Agua (H₂O)

$$\frac{d[H_2O]}{dV_R} = \frac{-k_1[H_2O]\{[TG] + [DG] + [MG]\} + k_{-1}[AG]\{[DG] + [MG] + [G]\} - k_2[H_2O][AG]\{[TG] + [DG] + [MG]\} + k_{-2}[AG]^2\{[DG] + [MG] + [G]\}}{Q}$$

Ácidos grasos (AG)

$$\frac{d[AG]}{dV_R} = \frac{k_1[H_2O]\{[TG] + [DG] + [MG]\} - k_{-1}[AG]\{[DG] + [MG] + [G]\} + k_2[H_2O][AG]\{[TG] + [DG] + [MG]\} - k_{-2}[AG]^2\{[DG] + [MG] + [G]\}}{Q}$$

Como se analizó previamente, en dichos balances, el volumen de reacción es el volumen total, que considera tanto la fase acuosa como la fase grasa, y a su vez es el volumen del reactor.

Mediante el uso de la herramienta matemática Runge-Kutta del programa Mathcad, se resuelve el sistema de ecuaciones diferenciales y se obtienen los perfiles de concentración de cada componente en función del volumen del reactor.

Para su resolución, primero es necesario conocer las condiciones iniciales. Para ello, a continuación, se procede a la obtención de las concentraciones iniciales de cada uno de los compuestos.

En la tabla 3-2, se presentan datos de peso molecular y densidad de los compuestos, datos necesarios para la resolución de los balances.

Tabla 3-2. Densidad y peso molecular de cada compuesto.

Compuesto	Densidad [g/L]	Peso molecular [g/mol]
TG	915	885.4
DG	917	621
MG	940.7	356.5
G	1261	92
H ₂ O	998	18
AG	893.4	282.5

Cabe aclarar que, a fin de simplificar el análisis de la reacción, las características de los compuestos expuestos en la tabla 3-2 corresponden a la trioleína y sus derivados. Al analizar la composición másica de cada ácido graso presente sebo vacuno (tabla 3-3), se observa que el ácido oleico se encuentra en mayor proporción respecto al resto de los ácidos. Dicho esto y considerando que a cada ácido le corresponde unívocamente un tipo de triglicérido, se supone que la materia prima consta principalmente de trioleína. En este sentido, las propiedades para los triglicéridos, diglicéridos, monoglicéridos y ácidos grasos se representan únicamente por trioleína y sus derivados, es decir, monoleína, dioleína y ácido oleico.

Tabla 3-3. Porcentajes de cada uno de los ácidos en el sebo, junto con sus pesos moleculares.

Ácido	Porcentaje másico [%]
Oleico	42
Esteárico	27
Palmítico	23
Mirístico	4
Linoleico	2
Linolénico	2

Posteriormente, se definen los caudales másicos de entrada al reactor de hidrólisis. Si bien el en Capítulo 2 se obtuvo que, a fin de cumplir la capacidad instantánea elegida para la planta (2100 kg/h de ácidos grasos), la cantidad de sebo destinado a hidrólisis es de 2308 kg/h, en ese caso, la mayoría de las posteriores operaciones de purificación de ácidos grasos se

supusieron con una eficiencia del 100%. Esto no ocurre realmente y, por tanto, se obtendrá una menor cantidad de ácidos grasos purificados. Es por este motivo que, en este caso, se decide procesar un caudal mayor de sebo, 3000 kg/h, y posteriormente verificar si se logra cumplir con la capacidad instantánea elegida.

Luego, teniendo en cuenta que se van a destinar 3000 kg/h de sebo para el proceso de hidrólisis y, al igual que la bibliografía consultada para el modelado del reactor, se tiene una relación másica de sebo/agua de 1:4, se calculan los caudales másicos de entrada al reactor como se muestra a continuación.

$$W_{sebo, hidrólisis} = 3000 \text{ kg/h}$$

$$W_W = 12000 \text{ kg/h}$$

$$W_{total} = W_{sebo, hidrólisis} + W_W = 15000 \text{ kg/h}$$

A partir de los caudales másicos, se definen las composiciones másicas iniciales de cada una de las sustancias. Para ello, se tiene en cuenta que, al igual que lo planteado en el Capítulo 2, la corriente de sebo contiene en masa un 98% de triglicéridos y el restante 2% de ácidos grasos libres y que la corriente de agua alimentada es pura.

$$w_{TG,0} = 0.98 \frac{W_{sebo, hidrólisis}}{W_{total}} = 0.196 \qquad w_{DG,0} = 0$$

$$w_{W,0} = 1 \frac{W_{agua}}{W_{total}} = 0.8 \qquad w_{MG,0} = 0$$

$$w_{AG,0} = 0.02 \frac{W_{sebo, hidrólisis}}{W_{total}} = 0.004 \qquad w_{G,0} = 0$$

Para el uso de la herramienta Runge-Kutta de cuarto orden es necesario conocer las concentraciones iniciales, las cuales se definen a partir de la siguiente expresión propuesta por Patil:

$$C_{i,0} = \frac{\rho_{mezcla} w_{i,0}}{PM_i} \qquad (3-10)$$

Donde:

$C_{i,0}$: concentración inicial del compuesto i

$w_{i,0}$: composición másica inicial del compuesto i

PM_i : peso molecular del compuesto i

ρ_{mezcla} : densidad de la mezcla

La densidad de la mezcla se define a partir del uso de las densidades de la tabla 3-2 y de las composiciones másicas anteriormente calculadas, como se muestra a continuación.

$$\rho_{mezcla} = \rho_{TG} w_{TG,0} + \rho_{DG} w_{DG,0} + \rho_{MG} w_{MG,0} + \rho_G w_{G,0} + \rho_{AG} w_{AG,0} + \rho_{H_2O} w_{H_2O,0}$$

$$\rho_{mezcla} = 981.31 \text{ g/L}$$

Luego, se calcula el caudal volumétrico total a partir de la siguiente relación:

$$Q_{total} = \frac{W_{total}}{\rho_{mezcla}} = 254.76 \text{ L/min}$$

Finalmente, al aplicar la ecuación (3-10), se obtienen las concentraciones iniciales de cada especie, los correspondientes valores se presentan en la tabla 3-4.

Tabla 3-4. Condiciones iniciales para la resolución de los balances en simultáneo.

Compuesto	Concentración inicial [mol/L]
TG	0.217
DG	0
MG	0
G	0
H ₂ O	43.578
AG	0.014

Una vez definidas las condiciones iniciales (tabla 3-4), se resuelven los seis balances de masa en simultáneo obteniéndose los perfiles de concentración de cada especie en función del volumen del reactor. Dichos perfiles se presentan en la figura 3-2.

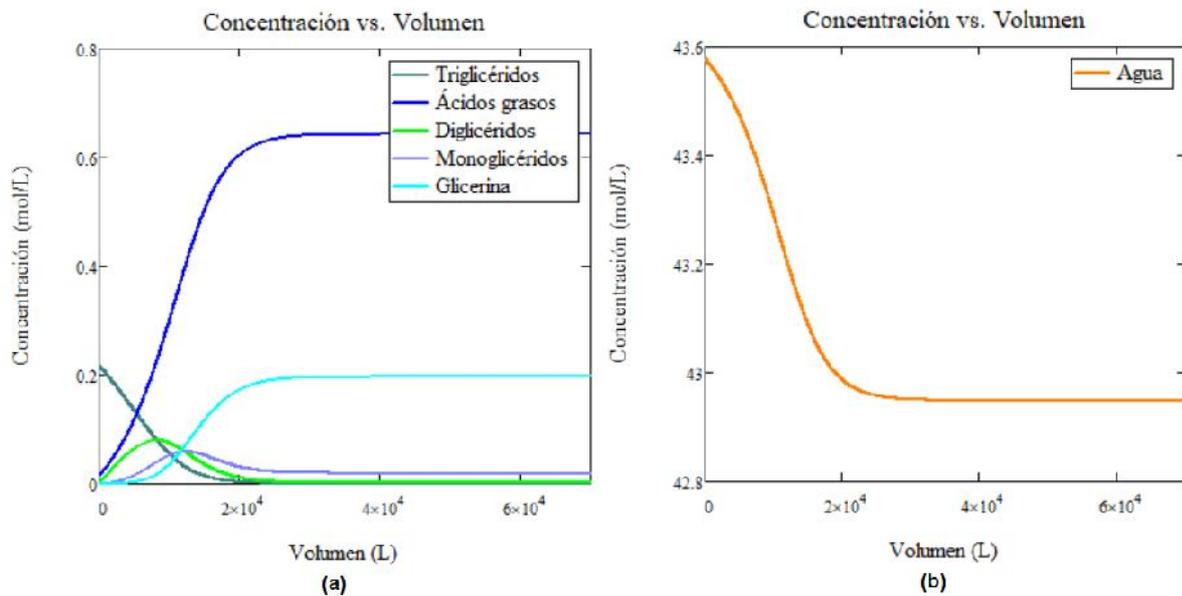


Figura 3-2. Perfiles de las concentraciones de las especies involucradas en el sistema en función del volumen del reactor. Concentración de TG, DG, MG, G y AG en (a) y concentración de H_2O en (b).

Luego, para una conversión del 95% de triglicéridos, se obtiene:

$$C_{TG,salida} = C_{TG,0}(1 - x_{TG}) = 0.011 \text{ mol/L}$$

$$V_R = 15.8 \text{ m}^3$$

$$\text{Producción AG} = 2270 \text{ kg/h}$$

Como se explicó previamente, el reactor fue simulado y resuelto como un reactor TUB en co-corriente, que resulta ser un caso menos favorable que la columna “spray” contracorriente. Es decir, la operación en contracorriente permite la implementación de un equipo de menores dimensiones para alcanzar los mismos requerimientos. Es por este motivo que no se considera necesario realizar un sobredimensionamiento del reactor de hidrólisis.

Asimismo, se verifica que el 95% de conversión planteado a priori cumple con la producción de ácidos grasos dada por la capacidad de diseño (2100 kg/h), dejando un pequeño margen de error para las posteriores operaciones de purificación donde la eficiencia de las mismas no es realmente del 100%.

A modo de resumen, en la tabla 3-5, se presentan los caudales máxicos de cada componente que entra y sale del reactor de hidrólisis para una conversión del 95% de triglicéridos.

Tabla 3-5. Caudales máxicos de cada componente que entra y sale del reactor de hidrólisis para una conversión del 95% de triglicéridos.

Entrada	Salida
$W_{TG} = 2940 \text{ kg/h}$	$W_{TG} = 150 \text{ kg/h}$
$W_{AG} = 60 \text{ kg/h}$	$W_{AG} = 2270 \text{ kg/h}$
$W_w = 12000 \text{ kg/h}$	$W_w = 11860 \text{ kg/h}$
$W_{DG} = 0 \text{ kg/h}$	$W_{DG} = 290 \text{ kg/h}$
$W_{MG} = 0 \text{ kg/h}$	$W_{MG} = 260 \text{ kg/h}$
$W_G = 0 \text{ kg/h}$	$W_G = 180 \text{ kg/h}$
TOTAL = 15000 kg/h	TOTAL = 15010 kg/h **

** Si bien hay una pequeña diferencia entre el caudal total de entrada y salida, la misma se atribuye a aproximaciones numéricas y se considera que el balance total es correcto.

A la salida del reactor de hidrólisis se tiene, por un lado, la corriente acuosa compuesta por agua y glicerina y, por otro lado, la corriente oleosa compuesta por triglicéridos, diglicéridos, monoglicéridos, ácidos grasos, glicerina y agua. A fin de determinar la distribución de glicerina y agua en ambas corrientes de salida, se consideran los datos presentados en el trabajo realizado por Patil, donde se estima que la concentración de agua en la fase oleosa es del 4% p/p y que el coeficiente de distribución de la glicerina (m) es de 12. Siendo:

$$m = \frac{yg}{xg}$$

Donde

yg : es la fracción máxica de glicerina en la fase acuosa

xg : es la fracción máxica de glicerina en la fase grasa

Los TG, DG, MG y AG son componentes que se consideran insolubles en la fase acuosa y, por tanto, salen del reactor únicamente en la fase oleosa. La suma de sus correspondientes caudales máxicos se denomina para próximos cálculos $W_{\text{glicéridos,fg}}$.

Posteriormente, se arma un sistema de ecuaciones para determinar la distribución de agua y glicerina en ambas fases y así obtener la composición de las corrientes que salen del reactor de hidrólisis. El sistema de ecuaciones es el que presenta a continuación:

$$0.04 = \frac{W_{w,fg}}{W_{\text{glicéridos,fg}} + W_{w,fg} + W_{G,fg}}$$

$$12 = \frac{\frac{W_{G,fa}}{W_{w,fa} + W_{G,fa}}}{\frac{W_{G,fg}}{W_{glicéridos,fg} + W_{w,fg} + W_{G,fg}}}$$

$$W_{G, salida} = W_{G,fg} + W_{G,fa}$$

$$W_{w, salida} = W_{w,fg} + W_{w,fa}$$

En donde la notación “fa” hace referencia a la fase acuosa y “fg” a la fase grasa.

Al resolver el sistema de ecuaciones, se obtienen los siguientes resultados:

$$W_{G, fa} = 178 \text{ kg/h} \qquad W_{G, fg} = 2 \text{ kg/h}$$

$$W_{w, fa} = 11740 \text{ kg/h} \qquad W_{w, fg} = 120 \text{ kg/h}$$

Finalmente, en la figura 3-3, se presenta un diagrama cualitativo del reactor de hidrólisis con sus corrientes de entrada y salida, junto con los caudales máxicos de sus respectivos componentes.

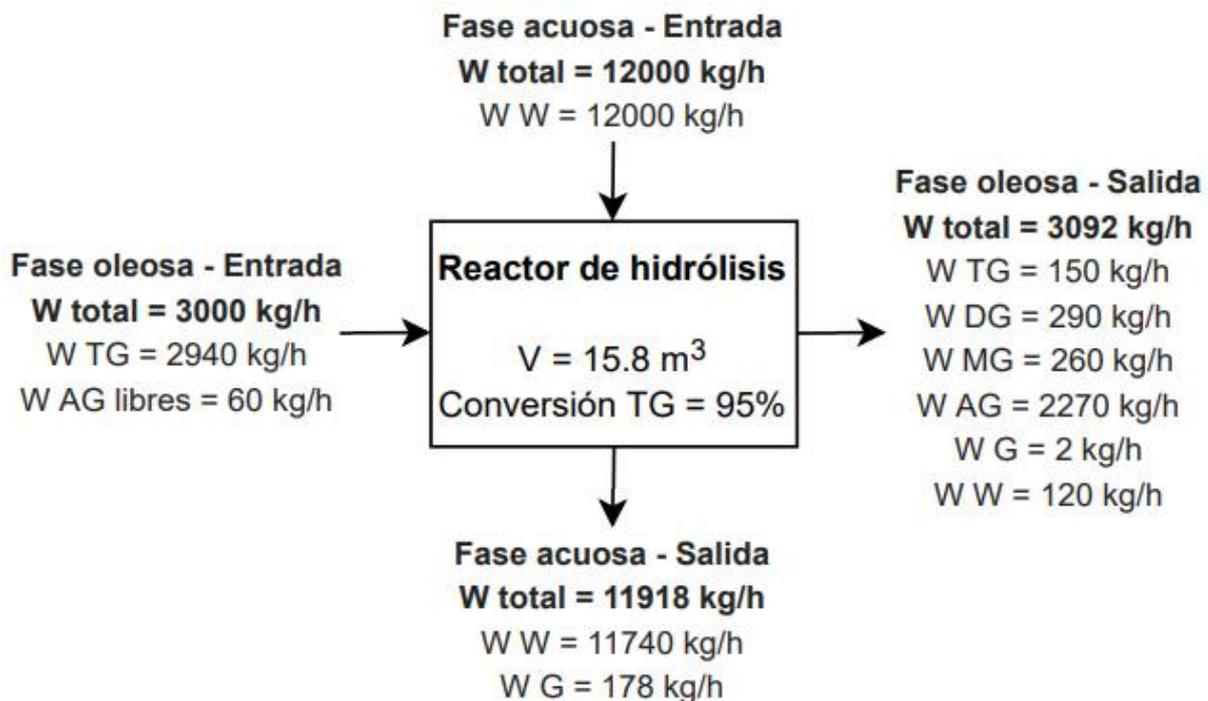


Figura 3-3. Diagrama cualitativo del reactor de hidrólisis con sus corrientes de entrada y salida, con los caudales máxicos de sus correspondientes componentes.

3.2.2. Especificaciones constructivas

Una vez obtenido el volumen, se debe definir la geometría de la columna para cumplir con las dimensiones calculadas. Como ya se mencionó anteriormente, el reactor a utilizar consiste en una columna de aspersión. De acuerdo a la clasificación para aparatos sometidos a presión se lo considera, según la forma, como un cilindro dispuesto en forma vertical. Para su diseño se encuentran disponibles diversos códigos. Dentro de ellos, el más reconocido y de uso más común, es la Sección VIII “Pressure Vessels”, del Boiler and Pressure Vessel Code (BPVC) de la American Society of Mechanical Engineers (ASME).

3.2.2.1. Dimensiones y material para el reactor

A fin de determinar el diámetro y la altura óptimos del equipo, se consultaron trabajos de investigación en los que se trabaje con la misma reacción y condiciones de operación similares. Las dimensiones propuestas por distintos autores se muestran en la tabla 3-6.

Tabla 3-6. Dimensiones propuestas por distintos autores.

Autor	Diámetro [m]	Altura [m]
Jones	0.66	22.4
Attarakih	0.66	35
Sonntag	0.51-1.22	18.3-24.38

Al analizar los valores de diámetro de la tabla 3-6, se propone utilizar un valor medio de los mismos que asegure, a su vez, que la altura de la columna no resulte excesiva. Como valor de diámetro se propone utilizar 1 m. Luego, al considerar al reactor como un cilindro perfecto, se obtiene la altura del mismo a partir de la expresión (3-11).

$$V_R = \pi \frac{D_R^2}{4} L \quad (3-11)$$

Donde

V_R : volumen del reactor

D_R : diámetro del reactor

L_R : longitud de la columna

Al reemplazar el valor del diámetro seleccionado en la ecuación (3-11) y despejar, se obtiene el largo necesario de la columna.

$$L_R = 20.1 \text{ m}$$

Respecto a los materiales de construcción, el reactor será construido con acero inoxidable 316, el cual es un material que soporta las altas temperaturas y presiones a las que está sometido el reactor durante su operación. Además, posee una gran resistencia a la corrosión prácticamente ante la totalidad de los agentes corrosivos hasta temperaturas que rondan los 300°C, lo que implica una mayor vida útil respecto a otros tipos de acero.

3.2.2.2. Espesor de la pared del reactor

Para el cálculo del espesor de un cuerpo cilíndrico de pared delgada, sin costura, el esfuerzo circunferencial será aproximadamente el doble del esfuerzo longitudinal. En general, las fórmulas para el espesor requerido basadas en los esfuerzos circunferenciales gobiernan sobre las fórmulas basadas en los esfuerzos longitudinales. Es por esto que, para la obtención del espesor, se utiliza la expresión (3-12) correspondiente a esfuerzos circunferenciales.

$$t = \frac{P R}{S E - 0.6 P} + C1 + C2 \quad (3-12)$$

Donde:

t : espesor mínimo requerido [in]

P : presión interna del diseño [psi]

R : radio interior [in]

S : valor del máximo esfuerzo admisible [psi]

E : eficiencia de junta apropiada en un cuerpo cilíndrico

$C1$: tolerancia a la corrosión [in]

$C2$: margen de fabricación [in]

Para poder aplicar la ecuación (3-12), es necesario conocer los parámetros específicos para el material seleccionado y se debe cumplir que $t \leq R/2$. A continuación, en la tabla 3-7, se detallan dichos parámetros.

Tabla 3-7. Parámetros del acero inoxidable 316.

Material: acero inoxidable 316	
S	18000 psi
E	1
C ₁	0.04 in
C ₂	0.04 in

Mediante el uso de la expresión (3-12), para una presión de 797.72 psi (55 bar incluyendo un 10% de margen de seguridad) y un radio interior de 19.7 in (0.5 m), se obtuvo el siguiente valor de espesor mínimo requerido:

$$t = 0.98 \text{ in} = 0.025 \text{ m} = 2.5 \text{ cm}$$

A su vez, dado el valor de espesor mínimo, se verifica el criterio establecido por la norma.

$$t = 0.025 \text{ m} \leq \frac{0.5 \text{ m}}{2} = 0.25 \text{ m}$$

Obteniéndose como resultado, los siguientes valores de radio interno y externo del reactor respectivamente:

$$r_1 = 0.5 \text{ m}$$

$$r_2 = t + r_1 = 0.525 \text{ m}$$

Una vez definido el diseño mecánico del reactor de hidrólisis, que verifica el requerimiento de la capacidad de diseño, se debe realizar el diseño térmico de la torre.

3.2.3. Diseño térmico

La resolución de los balances involucrados en el sistema no sólo abarcan los balances de masa para cada componente sino que también el balance de energía en la torre. El análisis de la variación de la temperatura dentro del reactor es de gran importancia para poder definir las condiciones de operación necesarias a fin de obtener la conversión deseada.

3.2.3.1. Operación adiabática

En primer lugar, se analiza la variación de temperatura dentro de la torre en función del volumen de la misma operando adiabáticamente. Este tipo de operación considera que el reactor se encuentra completamente aislado del medio exterior, es decir, no intercambia calor con los alrededores. Debido a que las reacciones son exotérmicas, la liberación de calor provoca un aumento de la temperatura del sistema. De esta manera, el planteo de dicho balance térmico permite observar la máxima elevación de temperatura que puede alcanzar el sistema reactivo debido únicamente a los calores, en este caso, generados por las reacciones involucradas en el mismo ($\Delta T_{\text{ADIABATICO}}$). El análisis de este caso límite es de suma importancia para poder verificar que se mantengan las propiedades físicas y químicas de los compuestos involucrados.

A continuación, se presenta el balance de energía correspondiente a una operación adiabática para un reactor TUB con flujo pistón.

Balance de energía adiabático

$$G_m c_p \frac{dT}{dV_R} = \sum_j^n (-\Delta H_{r_j}) r_j \quad (3-13)$$

Donde:

G_m : caudal másico

c_p : capacidad calorífica

T : temperatura

V_R : volumen del reactor

ΔH_{r_j} : variación de la entalpía de reacción de la reacción j

n : número de reacciones totales

j : número de la reacción

r_j : reacción número j

Como se puede observar en la expresión (3-13), para la resolución de dicho balance es necesario conocer la variación de la entalpía de reacción de cada una de las reacciones involucradas. De manera simplificada, se realiza el cálculo de los calores de reacción mediante la diferencia entre las energías de activación de la reacción directa e inversa. Teniendo en cuenta dicha estimación y los datos presentados en la tabla 3-1, se prosigue al cálculo de los calores de reacción para cada expresión de (3-1) a (3-6) como se muestra a continuación.

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 = \Delta H_3 = E_1 - E_{-1} = 90.29 \frac{KJ}{mol} - 158.75 \frac{KJ}{mol} = -68.46 \frac{KJ}{mol}$$

$$\Delta H_4 = \Delta H_5 = \Delta H_6 = E_2 - E_{-2} = 26.77 \frac{KJ}{mol} - 95.23 \frac{KJ}{mol} = -68.46 \frac{KJ}{mol}$$

Se puede observar en los valores presentados que los calores de reacción son iguales para todas las reacciones propuestas en el modelo cinético y, al ser negativos, representan que las mismas son exotérmicas.

Como se mencionó previamente, el balance de energía adiabático (3-13) representa que la variación de temperatura del sistema en función del volumen de reactor (primer término) es igual al calor, en este caso, generado por cada reacción exotérmica implicada en el proceso (segundo término). El balance de energía (3-13) se resuelve en simultáneo con los balances de

masa obtenidos a partir de la expresión (3-9) para cada componente y de dicha resolución se obtiene el perfil de temperatura presentado en la figura 3-4.

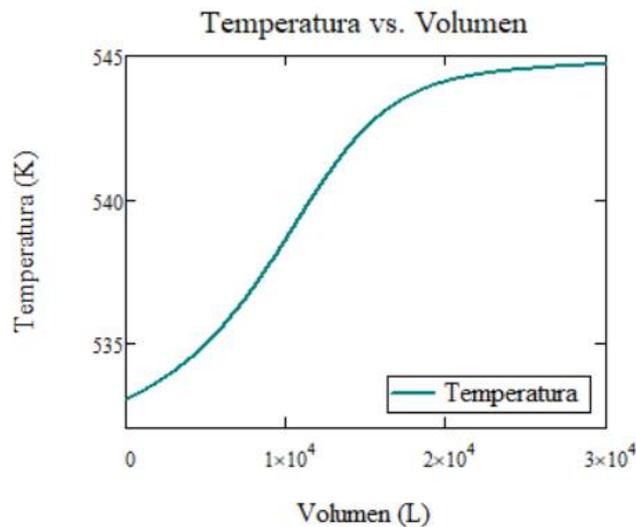


Figura 3-4. Perfil de temperatura en función del volumen para el reactor de hidrólisis.

A partir del perfil de temperatura presentado en la figura 3-4, se determina la máxima variación de temperatura que presenta el sistema operando adiabáticamente.

$$T_{M\acute{a}xima} = 543 \text{ K} = 270^{\circ}\text{C}$$

$$T_{Inicial} = 533 \text{ K} = 260^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{ADIAB\acute{A}TICO} = T_{M\acute{a}xima} - T_{Inicial} = 10^{\circ}\text{C}$$

Por tanto, la temperatura máxima que puede alcanzar la torre operando de forma adiabática es de 270°C. Si bien la diferencia de temperatura (10°C) no resulta excesiva, se deben tener en cuenta ciertos comportamientos propios de los compuestos involucrados en la reacción como los que se detallan a continuación.

- En cuanto a los triglicéridos, se evidencia que a temperaturas mayores a 260°C pueden sufrir descomposición térmica.
- Por la parte del agua, se observa que la temperatura de saturación de la misma a la presión de trabajo es de 264°C, por lo que trabajar a una temperatura mayor provocaría el cambio de fase de dicho reactivo a fase vapor en la torre.

En este punto, es importante destacar que en la realidad resulta imposible operar un reactor de forma adiabática debido a que el ambiente en el que se encuentra inmerso posee una

temperatura menor y no existe forma de aislarlo perfectamente. Por estos motivos, existen pérdidas de calor desde el reactor al ambiente, es decir, el mismo inevitablemente libera calor al medio ambiente.

Por los motivos mencionados previamente, se decide operar el reactor isotérmicamente a una temperatura constante de 260°C.

3.2.3.2. Operación isotérmica

El análisis involucra no sólo la energía sino que también el equipamiento necesario para mantener la isothermicidad del proceso. Como se mencionó anteriormente, se busca operar el reactor de hidrólisis a una temperatura prácticamente constante de 260°C y una presión de 50 bares. Sin embargo, la implementación industrial de operaciones isotérmicas en reacciones exotérmicas presenta algunas dificultades analizadas a continuación.

3.2.3.2.1. Acondicionamiento de las corrientes de entrada al reactor

En primer lugar, es necesario analizar la energía involucrada en el precalentamiento de las corrientes de entrada al reactor. Antes de ingresar al reactor, las corrientes de proceso deben ser precalentadas para evitar el intercambio de calor entre la nueva alimentación bombeada al reactor y los reactivos que ya se encuentran dentro del mismo. El bombeo del agua y del sebo sin precalentar provocaría una disminución en la temperatura de reacción en algunas zonas del equipo y disminuiría la velocidad global de reacción.

El precalentamiento de las corrientes requiere de la implementación de intercambiadores de calor. En este apartado se analizan las condiciones requeridas en las corrientes de entrada para un correcto funcionamiento del sistema de reacción.

El sebo, luego del pretratamiento y antes de ingresar a la torre, se encuentra a presión atmosférica y a temperatura que ronda los 110°C. Es por eso que previamente debe presurizarse y precalentarse hasta 50 bar y 180°C, respectivamente.

Por su parte, el agua debe presurizarse y precalentarse de manera de ingresar al reactor a 50 bar y 260°C. Debe verificarse mediante el equipamiento adecuado que el agua se encuentre a dichos valores operativos para mantenerla en estado líquido.

3.2.3.2.2. Selección y geometría del material aislante

En segundo lugar, cabe destacar la importancia de la instalación de un correcto aislamiento en el reactor. La implementación de un material aislante tiene diferentes objetivos siendo el principal contribuir con la isothermicidad del proceso. Mediante la instalación del aislamiento, se reduce la cantidad de energía necesaria para mantener el equilibrio térmico del proceso. Al evitar el flujo de calor a través del material, se disminuyen las pérdidas de calor a través de las paredes de la columna. Además, contribuye a la protección personal ya que si no existiese aislamiento térmico suficiente, las temperaturas superficiales externas pueden ser elevadas y por ende provocar lesiones y accidentes en las personas. A su vez, un aislamiento correcto reduce el impacto ambiental del proceso disminuyendo los niveles de ruido y vibraciones.

Entre las características fundamentales que deben aportar los materiales aislantes se encuentran: el ahorro de energía, al implementar un aislante térmico se busca disminuir al mínimo el flujo de calor a través del material; debe ser seguro, no deben arder ni producir humos, manteniendo su capacidad de aislante térmico incluso a altas temperaturas; debe tener alta permeabilidad de aire y baja permeabilidad de vapor y humedad; debe ser resistente a solventes y químicos.

De acuerdo a sus propiedades y condiciones de aplicación, se selecciona como material aislante a la lana de vidrio. Es un material aislante térmico, acústico y de protección contra el fuego que se obtiene fundiendo vidrio reciclado combinado con arena. Es completamente reciclable, económico, resistente y elástico. Se utiliza para el aislamiento térmico de equipos en instalaciones industriales con un rango de temperatura de trabajo de 0°C a 800°C.

Para poder determinar el espesor del material aislante se deben tener en cuenta:

- Los mecanismos de transferencia de calor involucrados en el proceso, pérdidas energéticas, temperatura superficial externa del reactor.
- Las condiciones de operación del equipo. Tales como, temperatura de operación, material, tipo de equipo, forma geométrica, entre otros.
- Las condiciones del entorno en cual se va a desarrollar el proceso. Tales como, ubicación geográfica, temperatura ambiente, nivel de humedad, entre otras.

El cálculo del espesor del aislante necesario se basa en los mecanismos de transferencia de calor. En la figura 3-5 se puede observar un esquema de la pared del reactor y el aislante.

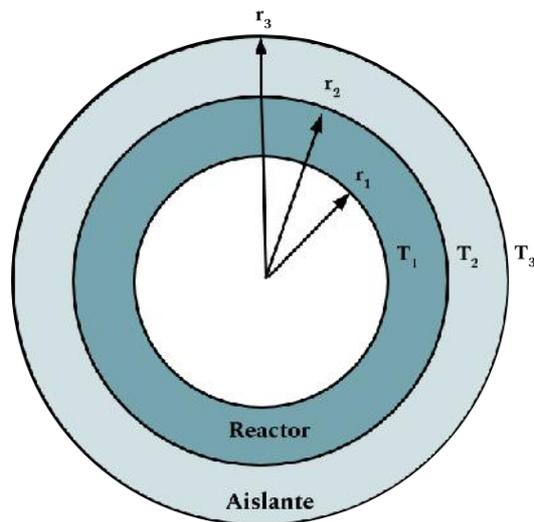


Figura 3-5. Esquema con las capas del sistema de reacción.

Al plantear los calores involucrados en cada material del sistema, se obtienen las expresiones (3-14), (3-15) y (3-16).

$$Q_{\text{conducción, reactor}} = \frac{(T_1 - T_2) 2 \pi L k_{\text{reactor}}}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad (3-14)$$

$$Q_{\text{conducción, aislante}} = \frac{(T_2 - T_3) 2 \pi L k_{\text{aislante}}}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \quad (3-15)$$

$$Q_{\text{convención}} = h_{\text{convención}} 2 \pi L r_3 (T_3 - T_{\text{ambiente}}) \quad (3-16)$$

A continuación, se presentan las consideraciones realizadas para resolver el sistema de ecuaciones.

- La temperatura de la pared interna del reactor (T_1) se considera igual a la temperatura de operación del mismo. $T_1 = 260^\circ\text{C}$.
- De acuerdo a lo calculado anteriormente, los radios interno y externo del reactor resultan $r_1 = 0.5\text{ m}$ y $r_2 = 0.525\text{ m}$ respectivamente y el largo de la columna $L = 20.1\text{ m}$.
- Debido a la alta conductividad térmica del acero inoxidable 316 ($k_{\text{reactor}} = 21.6\text{ W/m.K}$ a la temperatura de operación) y al pequeño espesor de la pared del reactor obtenido, se considera conducción perfecta en el espesor de la pared del reactor y por ende $T_1 = T_2 = 260^\circ\text{C}$. De esta manera, la expresión (3-14) no brinda información relevante para el análisis térmico.

- Según la ubicación seleccionada para la planta, la temperatura ambiente a lo largo del año varía, en promedio, dentro del rango de 6°C a 30°C. Por lo que se considera, como temperatura ambiente para el cálculo, el promedio de dicho rango, resultando $T_{\text{ambiente}} = 18^\circ\text{C}$.
- Al suponer que el reactor está recubierto con lana de vidrio, considerando datos de bibliografía, se obtiene la conductividad térmica para el aislante como $k_{\text{aislante}} = 0.03 \text{ W/m.K}$
- Según datos de bibliografía, se estima el coeficiente de transferencia de calor del aire que rodea al reactor, considerando convección natural como $h_{\text{conveccion}} = 15 \text{ W/m}^2.\text{K}$
- Se impone la condición de temperatura de la pared externa del aislante para cumplir con los requerimientos de seguridad de los operarios de la planta. Luego, T_3 resulta 35°C.

Luego, igualando las expresiones (3-15) y (3-16), el espesor del aislante resulta:

$$\frac{(T_2 - T_3) 2 \pi L k_{\text{aislante}}}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} = h_{\text{convección}} 2 \pi L r_3 (T_3 - T_{\text{ambiente}})$$

$$r_3 = 0.55 \text{ m}$$

$$\text{Espesor Aislante} = 0.025 \text{ m} = 2.5 \text{ cm}$$

3.2.3.2.3. Vapor vivo requerido

Como tercer y último factor, se debe analizar el vapor vivo que es necesario inyectar en la columna. No sólo para llevar a las corrientes de entrada al reactor a la temperatura de operación sino que para que la temperatura de la torre se mantenga constante y cercana a la temperatura de operación de la misma a fin de mantener la isothermicidad de la operación. Para cumplir con dicho requisito, se utiliza el vapor generado por una caldera colocada en la planta.

Para realizar el cálculo del caudal de vapor, se debe tener en cuenta la energía necesaria para cambiar la temperatura de las corrientes y las pérdidas de calor a través de las paredes del reactor una vez implementado el aislante.

A continuación se plantean las expresiones para los calores involucrados en el análisis térmico del sistema.

La expresión (3-17) permite determinar el calor requerido para cumplir con los requerimientos planteados.

$$Q_{\text{vapor vivo}} = Q_1 + Q_2 \quad (3-17)$$

Donde

$Q_{\text{vapor vivo}}$: calor que es necesario intercambiar mediante la inyección de vapor vivo

Q_1 : calor necesario para aumentar la temperatura de la corriente de sebo que entra al reactor

Q_2 : pérdidas de calor a través de las paredes del reactor una vez implementado el aislante

Al reescribir la expresión (3-17) en función del caudal másico de vapor vivo resulta, se obtiene la expresión (3-18).

$$W_{\text{vapor vivo}} \Delta H_{\text{vaporización}} = Q_1 + Q_2 \quad (3-18)$$

Donde

$W_{\text{vapor vivo}}$: caudal másico de vapor vivo

$\Delta H_{\text{vaporización}}$: calor de vaporización del agua a 50 bar

Luego, el calor necesario para lograr que la corriente de sebo a la entrada del reactor alcance la temperatura de trabajo se puede calcular a partir de la expresión (3-19).

$$Q_1 = W_{\text{sebo hidrólisis}} c_{p_{\text{sebo}}} (T_{\text{operación}} - T_{\text{sebo inicial}}) \quad (3-19)$$

Donde

$W_{\text{sebo, hidrólisis}}$: caudal másico de sebo requerido en la alimentación a la torre de hidrólisis

$c_{p_{\text{sebo}}}$: capacidad calorífica del sebo

$T_{\text{operación}}$: temperatura de operación de la torre

$T_{\text{sebo inicial}}$: temperatura de la corriente de sebo a la entrada de la torre

En segundo lugar, el calor necesario para compensar las pérdidas de calor a través de las paredes de la torre se calcula a partir de la expresión (3-20).

$$Q_2 = h_{\text{convención}} 2 \pi L r_3 (T_3 - T_{\text{ambiente}}) \quad (3-20)$$

Donde

$h_{convección}$: coeficiente de convección natural

r_3 : radio externo de la torre con aislante

L : largo de la torre

T_3 : temperatura de la pared externa del aislante

$T_{ambiente}$: temperatura ambiente

Al reemplazar las expresiones (3-19) y (3-20) en (3-18), se obtiene la expresión (3-21):

$$W_{vapor\ vivo} \Delta H_{vaporización} = W_{sebo, hidrólisis} c_{p_{sebo}} (T_{operación} - T_{sebo\ inicial}) + h_{convección} 2 \pi L r_3 (T_3 - T_{ambiente}) \quad (3-21)$$

Luego, se debe tener en cuenta que, al intercambiar calor dentro de la torre, la corriente de vapor vivo se condensa. En este sentido, el caudal requerido de agua fresca para la alimentación del reactor será menor. De esta manera, el caudal de agua total en la torre se compone por la corriente de agua fresca alimentada y la corriente de vapor condensado. A partir de dicho razonamiento, se plantea la expresión (3-22).

$$W_{agua, hidrólisis} = W_{vapor\ vivo} + W_{agua\ fresca} \quad (3-22)$$

Donde

$W_{agua, hidrólisis}$: caudal másico de agua requerido para la alimentación de la torre

$W_{agua\ fresca}$: caudal másico de agua fresca necesario para alimentación la torre

Resolviendo el sistema de ecuaciones conformado por las expresiones (3-21) y (3-22) se obtienen los caudales de agua requerida en la alimentación del proceso y el caudal de vapor vivo necesario. En la tabla 3-8, se pueden observar los valores y detalle de las variables involucradas en el sistema a resolver.

Tabla 3-8. Valores de las variables involucradas en el sistema de ecuaciones a resolver.

$\Delta H_{\text{vaporización}}$	1639.7 KJ/kg
$W_{\text{sebo, hidrólisis}}$	3000 kg/h
cp_{sebo}	2.455 KJ/kg°C
$T_{\text{operación}}$	260°C
$T_{\text{sebo inicial}}$	180°C
$h_{\text{convección}}$	15 W/m ² °C
L	20.1 m
r_3	0.55 m
T_3	35°C
T_{ambiente}	18°C
$W_{\text{agua, hidrólisis}}$	12000 kg/h

Al resolver el sistema, se obtienen los siguientes valores para los caudales en cuestión.

$$W_{\text{vapor vivo}} = 0.111 \text{ kg/s} = 399.6 \text{ kg/h}$$

$$W_{\text{H}_2\text{O fresca}} = 3.222 \text{ kg/s} = 11599.2 \text{ kg/h}$$

Finalmente, en la tabla 3-9, se resumen las características constructivas del reactor de hidrólisis.

Tabla 3-9. Diseño del reactor de hidrólisis.

Temperatura de operación [°C]	260
Presión [bar]	50
Material reactor	Acero inoxidable 316
Longitud [m]	20.1
Diámetro interno [m]	0.5
Espesor pared [m]	0.025
Material aislante	Lana de vidrio
Espesor aislante [m]	0.025

3.2.4. Sistema de control

En los procesos químicos, además de los cambios originados por modificaciones en las especificaciones, restricciones de seguridad o medioambientales, existen otros cambios incontrolables que se denominan perturbaciones. Para controlar estos cambios es necesario implementar un sistema de control. El objetivo de los lazos de control es detectar las desviaciones del proceso y corregirlas mediante una acción de control. Estos cambios son realizados de forma automática.

3.2.4.1. Control de temperatura

Debido a la operación isotérmica del reactor, es necesario la implementación de un lazo de control que permita mantener la temperatura del equipo en la temperatura óptima. Para lograr esto, el lazo debe ser capaz de modificar la cantidad de flujo de vapor que proviene de la caldera frente a perturbaciones en la temperatura registrada en el equipo.

El lazo debe ser del tipo retroalimentado y se requiere de un sensor-transmisor a la salida de la corriente de ácidos grasos, un controlador de temperatura y una válvula de control.

3.2.4.2. Control de presión

Al igual que para el control de temperatura, el funcionamiento del lazo de control de presión es por realimentación. En este caso, el sensor-transmisor de presión es el encargado de medir la presión del reactor para luego ser enviada al controlador de presión y el mismo realizar la acción necesaria sobre la válvula de control. Además, se debe tener en cuenta la posibilidad de utilizar dispositivos de alivio para que, en caso de genere una sobrepresión en el reactor, la protección se active para descomprimir el sistema.

3.3. Acondicionamiento de la alimentación a glicerólisis

La corriente acuosa que sale del reactor de hidrólisis egresa por el fondo de la columna a una temperatura de 260°C y una presión de 50 bares. Para que la misma ingrese al sistema de glicerólisis es necesario acondicionarla. Es necesario reducir la presión hasta la presión atmosférica y aumentar la concentración de glicerina de dicha corriente.

En primer lugar, se implementa una válvula de expansión y una vez que la corriente acuosa se encuentra a presión atmosférica, se la hace pasar por un evaporador flash a fin de extraerle la mayor cantidad de agua posible.

Para poder determinar las condiciones de operación del evaporador se utiliza la herramienta de simulación Unisim Design. Mediante un estudio de caso se pudo obtener el gráfico de la figura 3-6.

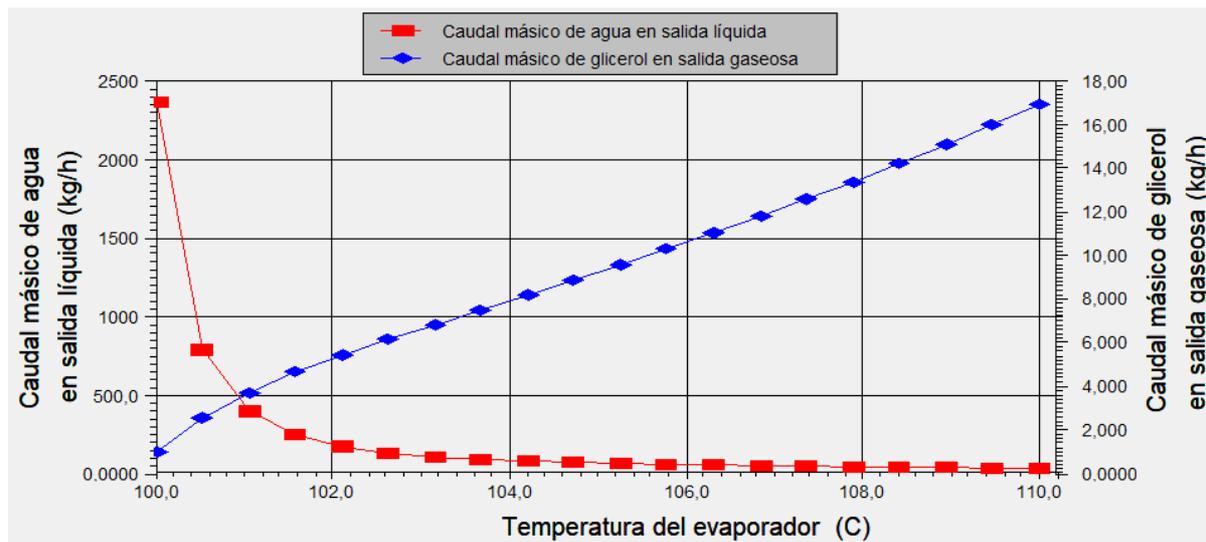


Figura 3-6. Evolución del caudal másico de agua en la corriente de salida líquida y del caudal másico de glicerol en la corriente de salida gaseosa en función de la temperatura del evaporador.

El objetivo principal del evaporador es remover la mayor cantidad de agua de la corriente acuosa de la salida del reactor de hidrólisis, no sólo para concentrar la glicerina que sale del mismo sino también para poder recuperar la gran cantidad de agua que sale de hidrólisis y poder recircularla a dicho sistema reactivo.

En la figura 3-6 se puede observar la variación del caudal de agua en la corriente líquida a la salida del evaporador y del caudal de glicerina en la corriente gaseosa a la salida del evaporador en función de la temperatura de operación del separador flash. A mayor temperatura el caudal de agua en la corriente líquida disminuye ya que la misma se evapora. A su vez, a medida que aumenta la temperatura, una mayor fracción de glicerina sale por la corriente gaseosa del separador flash. Este último efecto se busca evitar a fin de poder obtener la mayor pureza posible en ambas corrientes de salida y no perder glicerina por la corriente gaseosa, materia prima para el reactor de glicerólisis.

De esta manera, se debe encontrar un punto en el cual se obtenga la mayor cantidad posible de agua en la corriente gaseosa (y la menor cantidad de glicerina), y la menor cantidad de agua en la corriente líquida (y la mayor cantidad de glicerina) para poder obtener así una corriente más concentrada en glicerol destinada a la alimentación del sistema de glicerólisis.

Según los datos obtenidos en la simulación (figura 3-6), la temperatura óptima de operación del evaporador es de 105°C.

A modo de resumen, en la figura 3-7, se pueden observar los valores numéricos de las entradas y salidas involucrados en el evaporador en un esquema cualitativo a la temperatura seleccionada.

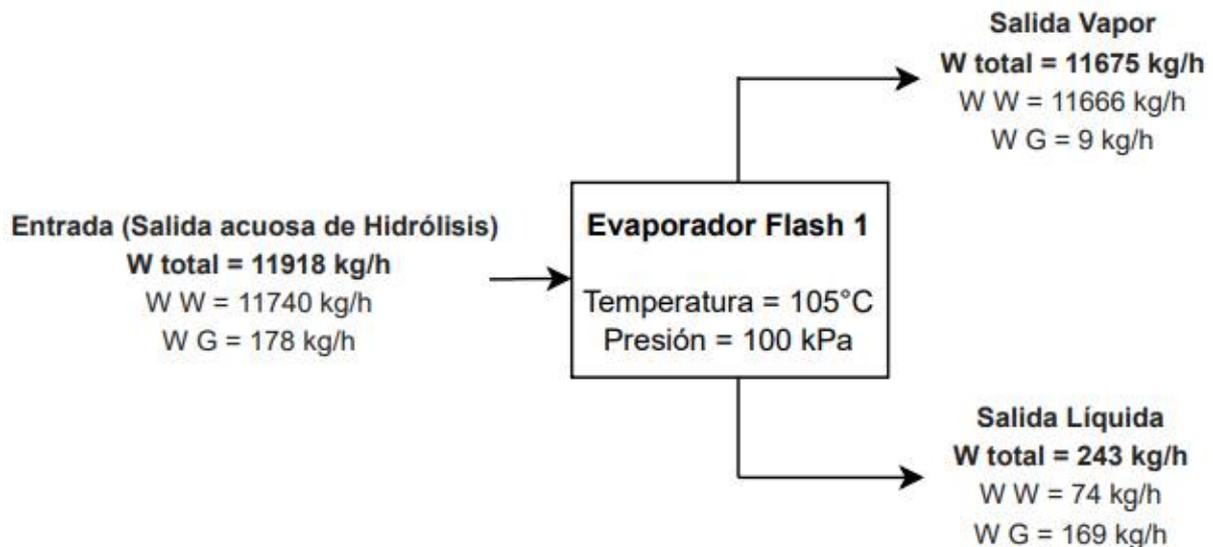


Figura 3-7. Esquema cualitativo del evaporador flash con sus respectivas entradas y salidas.

Analizando los datos expuestos en la figura 3-7 se observa que la cantidad de agua en la corriente líquida que egresa del Flash 1 sigue siendo elevada. Este factor afecta al correcto funcionamiento del sistema de glicerólisis. Las corrientes de reactivos, tanto de sebo como de glicerina, deben ingresar y mantenerse en estado líquido. Como el sistema de reacción opera a 250°C si hay agua presente en la corriente de entrada al mismo pasaría a fase vapor modificando la conversión alcanzada por la reacción.

Sin embargo, por lo analizado anteriormente, con un único separador flash no es posible remover una mayor cantidad de agua de la corriente de glicerina sin perder masa de reactivo por la corriente gaseosa. Es por esto que a modo de eliminar este exceso de agua, en primer lugar, la corriente líquida que egresa del Flash 1 se calienta hasta alcanzar 180°C. Este aumento en la temperatura facilita la separación del agua debido a que se obtiene una considerable fracción de vapor compuesta mayormente por agua.

Con estas nuevas condiciones, la corriente ingresa a un nuevo evaporador flash (Flash 2) previo al reactor de glicerólisis. Es en este equipo donde se elimina la mayor cantidad de agua como se evidencia en la figura 3-8.

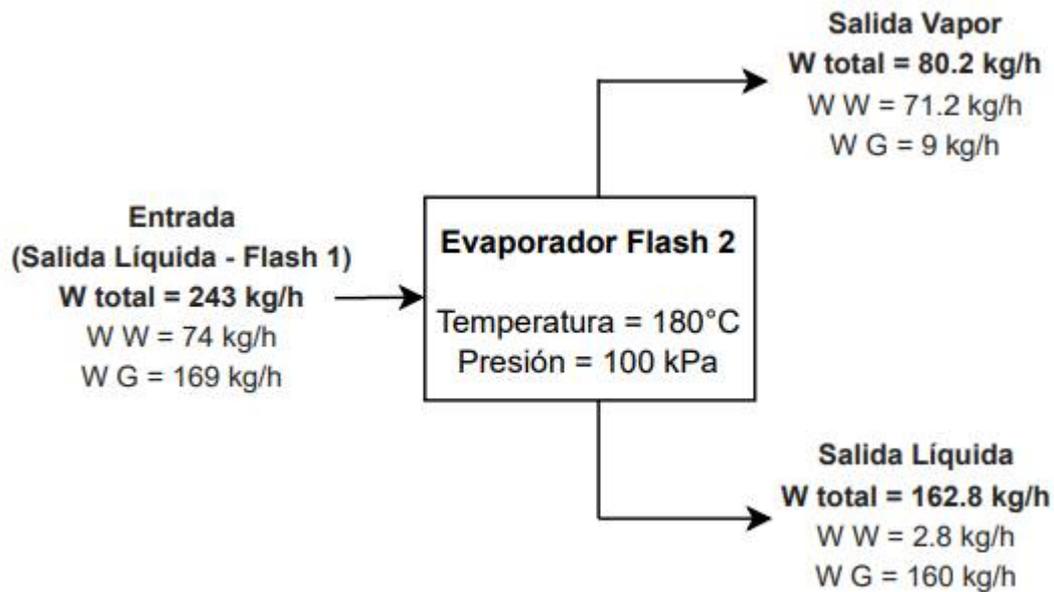


Figura 3-8. Esquema cualitativo del evaporador flash 2 con sus respectivas entradas y salidas.

Finalmente, la salida de este evaporador (Flash 2) se mezcla con la corriente de sebo depurado utilizado para la reacción de glicerólisis, para luego calentarse hasta las condiciones de operación e ingresar al reactor de glicerólisis.

3.4. Reactor de Glicerólisis

De acuerdo a lo expresado en capítulos anteriores, el desarrollo de un tratamiento adecuado para la glicerina se está transformando en motivo de gran interés para la Argentina y el mundo. Si bien el objetivo principal se basa en la disminución del impacto ambiental negativo que la misma genera, el procesamiento implica una revalorización de la misma como materia prima para la obtención de compuestos con mayor valor agregado.

La síntesis de glicéridos es una posibilidad atractiva para el aprovechamiento de la glicerina. La obtención de mono- (MG) y di- (DG) glicéridos se lleva a cabo mediante la reacción de glicerólisis de triglicéridos. Esta reacción consta de dos etapas reversibles en donde la

glicerina reacciona con los triglicéridos para obtener una distribución de glicéridos a la salida del reactor.

La reacción se lleva a cabo en fase líquida en un reactor tanque agitado en forma continua, por catálisis homogénea utilizando como catalizador básico al $\text{Ca}(\text{OH})_2$. La temperatura de operación oscila entre 100 y 260°C, preferentemente cercano a la temperatura máxima donde existe una buena velocidad de reacción sin pérdida de calidad, lográndose una buena solubilidad del glicerol en el equilibrio. Se utiliza comúnmente un exceso de glicerol de entre el 20-40% molar, dependiendo de la solubilidad del mismo en los triglicéridos.

Finalmente, se selecciona la temperatura de operación del reactor de glicerólisis en 250°C debido a que se considera como límite de temperatura práctico 260°C para productos industriales que dependen de la estabilidad pirolítica de la grasa, tales como los diglicéridos, monoglicéridos y el glicerol en sí. A su vez, el exceso de glicerol se fija en un 40% molar respecto a los triglicéridos.

3.4.1. Dimensionamiento del reactor

3.4.1.1. Modelo cinético

El modelo cinético propuesto toma como base el modelo expuesto por Kazembe, Matsumura y Minowa. En dicho modelo se plantean las reacciones presentadas en las expresiones (3-23) y (3-24).



El sistema de reacción queda determinado por dos reacciones reversibles donde se considera que las mismas son elementales.

La dependencia de las constantes cinéticas en función de la temperatura queda determinada según la ecuación de Arrhenius, como se muestra en la expresión (3-25).

$$k_i = A_i \exp\left(\frac{-E_i}{RT}\right) \quad (3-25)$$

Para el caso de la reacción (3-23):

→ $i = 1$ (reacción directa)

→ $i = -1$ (reacción inversa)

Para el caso de reacción (3-24):

- $i = 2$ (reacción directa)
- $i = -2$ (reacción inversa)

A continuación, en la tabla 3-10, se presentan los valores que toman los parámetros cinéticos para las diferentes constantes cinéticas.

Tabla 3-10. Parámetros cinéticos del sistema de reacción de glicerólisis para el modelo cinético planteado.

i	A_i [L/mol.min]	E_i [J/mol]
1	0.2764	1.57×10^4
-1	29.682	4.72×10^4
2	7836.2	5.05×10^4
-2	0.0196	2.46×10^4

3.4.1.2. Consideraciones del modelo cinético propuesto

Teniendo en cuenta lo anteriormente mencionado y expuesto sobre el modelo cinético elegido para representar la glicerólisis de triglicéridos, a continuación se presentan ciertas características del mismo:

- El modelo cinético se fundamenta en la glicerólisis de aceite de maní. El razonamiento es análogo al realizado para la selección del modelo en la reacción de hidrólisis. Debido a la gran variabilidad de la composición del sebo vacuno como materia prima y de la dificultad de encontrar información correspondiente a modelos cinéticos referidos a cada caso en particular de triglicéridos, se asume que el modelo cinético es aplicable al presente estudio.
- Si bien el rango de temperatura en el que se aplica el modelo es de 80°C a 180°C , se busca extrapolar las conclusiones obtenidas en el trabajo de investigación a fin de aplicarlas a la condición de operación seleccionada originalmente en el presente proyecto para el reactor de glicerólisis.
- El modelo presenta dos etapas reversibles y elementales.
- El modelo cinético se fundamenta en la glicerólisis de triglicéridos que tiene lugar en un reactor batch.

- Se utiliza hidróxido de calcio ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) como catalizador de la reacción en una relación 0.02 kg/kg sebo. La relación planteada por los autores se mantendrá durante la operación para asegurar resultados congruentes a los provistos.

3.4.1.3. Modelo del reactor

El modelo del reactor propuesto para la reacción de glicerólisis consiste en un reactor tanque agitado continuo con mezclado perfecto (TAC). En ausencia de agitación, las fases tienden a separarse y la reacción se ralentiza debido a las limitaciones en la transferencia de masa. Al utilizar este tipo de reactor, se asegura que el contacto entre las fases sea el mayor posible, aumentando así el área interfacial y disminuyendo la resistencia a la transferencia de materia.

3.4.1.4. Cálculo del reactor

Para el dimensionamiento del sistema de reactores involucrado, se analizan los balances de masa para cada una de las especies que intervienen en las reacciones propuestas en el modelo cinético.

A continuación, se presenta un balance de masa genérico por componente, correspondiente al diseño de un reactor TAC en estado estacionario y con hipótesis de mezclado perfecto.

3.4.1.4.1. Balance de masa

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{entrada del} \\ \text{compuesto } i \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{salida del} \\ \text{compuesto } i \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{consumo del} \\ \text{compuesto } i \end{array} \right\}$$

$$F_{i,e} = F_{i,s} + (-r_i) V_R \quad (3-26)$$

Donde

$F_{i,e}$: caudal molar de entrada del compuesto i

$F_{i,s}$: caudal molar de salida del compuesto i

r_i : velocidad de reacción del compuesto i

V_R : volumen del reactor

Al realizar el siguiente cambio de variable, el balance (3-26) se puede reescribir para obtener la expresión (3-27).

$$F_i = Q_{total} C_i$$

$$Q_{total} C_{i,e} = Q_{total} C_{i,s} + (-r_i) V_R \quad (3-27)$$

Donde

$C_{i,e}$: concentración del componente i en la corriente de entrada

$C_{i,s}$: concentración del componente i en la corriente de salida

Q_{total} : caudal volumétrico

A partir de la expresión (3-27), se plantean los balances de masa para los cuatro compuestos que intervienen en las reacciones propuestas en el modelo cinético, es decir, triglicéridos, diglicéridos, monoglicéridos y glicerina.

Triglicéridos (TG):

$$Q_{total} C_{TG,e} = Q_{total} C_{TG,s} + (-r_{TG}) V_R$$

$$Q_{total} C_{TG,e} = Q_{total} C_{TG,s} + (k_1[TG][G] - k_{-1}[DG][MG]) V_R \quad (3-27.a)$$

Diglicéridos (DG):

$$Q_{total} C_{DG,e} = Q_{total} C_{DG,s} + (-r_{DG}) V_R$$

$$Q_{total} C_{DG,e} = Q_{total} C_{DG,s} + (-k_1[TG][G] + k_{-1}[DG][MG] + k_2[DG][G] - k_{-2}[MG]^2) V_R \quad (3-27.b)$$

Monoglicéridos (MG):

$$Q_{total} C_{MG,e} = Q_{total} C_{MG,s} + (-r_{MG}) V_R$$

$$Q_{total} C_{MG,e} = Q_{total} C_{MG,s} + (-k_1[TG][G] + k_{-1}[DG][MG] - 2k_2[DG][G] + 2k_{-2}[MG]^2) V_R \quad (3-27.c)$$

Glicerina (G):

$$Q_{total} C_{G,e} = Q_{total} C_{G,s} + (-r_G) V_R$$

$$Q_{total} C_{G,e} = Q_{total} C_{G,s} + (k_1[TG][G] - k_{-1}[DG][MG] + k_2[DG][G] - k_{-2}[MG]^2) V_R \quad (3-27.d)$$

3.4.1.5. Alimentación del reactor de glicerólisis

La corriente líquida que sale del evaporador Flash 2 (figura 3-8) es la que se dirige como alimentación al reactor de glicerólisis. El caudal másico de cada componente en dicha corriente se muestra a continuación.

$$W_{G, glicerólisis} = 160 \text{ kg/h}$$

$$W_{W, glicerólisis} = 2.8 \text{ kg/h}$$

Al conocer el caudal másico de glicerol que ingresa al reactor de glicerólisis es posible calcular el caudal másico de sebo a utilizar. Para ello, se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

- La corriente de sebo se compone en masa de un 98% de TG y un 2% de AG libres.
- Se utilizó un exceso molar de glicerina del 40%.
- Se fija como requerimiento una conversión de TG del 96%
- Por cada mol de TG se requieren 2 moles de G estequiométricamente.

Al tener en cuenta lo anteriormente mencionado, se prosigue a calcular el caudal másico de sebo necesario para el sistema de glicerólisis como se muestra a continuación.

$$F_G = \frac{W_{G, glicerólisis}}{PM_G} = 29 \text{ mol/min}$$

$$W_{sebo, glicerólisis} = F_G \frac{100}{140} \frac{1 \text{ mol TG}}{2 \text{ mol G}} PM_{TG} \frac{100}{98} = 9.349 \times 10^3 \text{ g/min}$$

$$W_{sebo, glicerólisis} = 560.9 \text{ kg/h}$$

Donde el peso molecular de cada compuesto se obtiene de la tabla 3-2.

Luego, se calcula el caudal másico total de entrada al reactor de glicerólisis como se muestra a continuación.

$$W_{total, glicerólisis} = W_{G, glicerólisis} + W_{W, glicerólisis} + W_{sebo, glicerólisis} = 723.7 \text{ kg/h}$$

Una vez conocidos los caudales másicos, se definen las composiciones másicas de la corriente de entrada al reactor de glicerólisis.

$$w_{TG,0} = 0.98 \frac{W_{sebo, glicerólisis}}{W_{total, glicerólisis}} = 0.76$$

$$w_{AG,0} = 0.02 \frac{W_{sebo, glicerólisis}}{W_{total, glicerólisis}} = 0.016$$

$$w_{G,0} = 1 \frac{W_{G, glicerólisis}}{W_{total, glicerólisis}} = 0.22$$

$$w_{W,0} = 1 \frac{W_{W, glicerólisis}}{W_{total, glicerólisis}} = 0.004$$

Luego, la densidad de la mezcla resulta:

$$\rho_{mezcla} = \rho_{TG} w_{TG,0} + \rho_{AG} w_{AG,0} + \rho_G w_{G,0} + \rho_W w_{W,0} = 991.5 \text{ g/L}$$

Donde la densidad de cada compuesto se obtiene de la tabla 3-2.

Finalmente, se define el caudal volumétrico total de glicerólisis a partir de la siguiente relación:

$$Q_{total} = \frac{W_{total}}{\rho_{mezcla}} = 12.17 \text{ L/min}$$

3.4.1.5.1. Definición de las concentraciones iniciales

Se definen las concentraciones iniciales de cada especie del reactor de glicerólisis, al igual que para hidrólisis, a partir de la expresión propuesta por Patil. En la tabla 3-11, se pueden observar los valores de las mismas.

Tabla 3-11. Concentraciones iniciales para glicerólisis.

Compuesto	Concentración inicial [mol/L]
TG	0.851
DG	0
MG	0
G	2.381
AG	0.054
H ₂ O	0.213

Al tener en cuenta que todas las reacciones involucradas en el modelo cinético son de orden positivo, se procede a verificar si el volumen total necesario para obtener una determinada

conversión es menor en una serie de tanques agitados continuos (TAS) en comparación a un único tanque agitado continuo (TAC).

3.4.1.6. Definición sistema TAS

Una vez definidas las concentraciones iniciales y el caudal volumétrico total, se analiza y se estudia la utilización de un sistema de tanques agitados continuos. Se evalúa el volumen de cada tanque y el número de tanques necesarios para lograr la conversión esperada del 96%. En la figura 3-9, se presenta la variación del volumen de cada reactor en función del número de reactores involucrados en la serie para alcanzar una misma conversión final. Cabe destacar que se considera que los tanques en serie tendrán el mismo volumen cada uno de ellos.

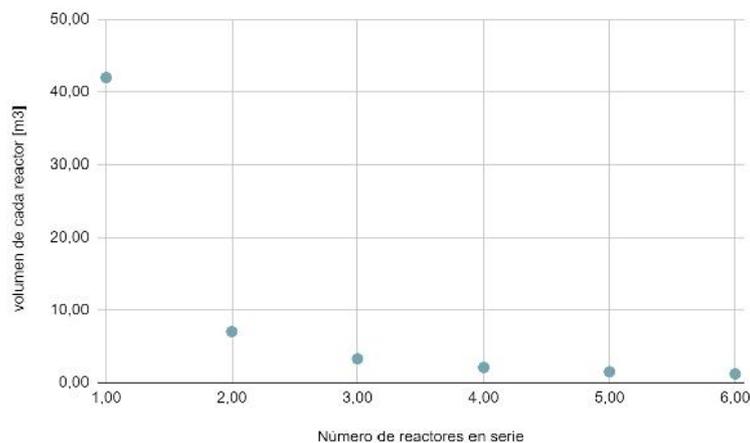


Figura 3-9. Volumen requerido en cada reactor en las diferentes series TAS para alcanzar el 94% de conversión.

En la tabla 3-12, se puede observar el volumen total de las diferentes series TAS.

Tabla 3-12. Volumen total de las diferentes series TAS.

Número de tanques en la serie TAS	Volumen total [m³]
1	42
2	14
3	9.9
4	8.4
5	7.5
6	7.2

Al observar el gráfico de la figura 3-9, se puede notar que, al aumentar el número de tanques, el volumen requerido para alcanzar el mismo nivel de conversión en la operación es menor. Se alcanza la conversión deseada con el menor volumen posible de cada reactor. Se puede ver que los volúmenes totales expuestos en la tabla 3-12 siguen la misma tendencia que se observa en la figura 3-9.

A partir del estudio tanto de la figura 3-9 como de la tabla 3-12, queda en evidencia que implementar 5 tanques en serie es la opción óptima. Además, queda demostrado que implementar un sexto reactor no reduce en gran medida el volumen total requerido para alcanzar la conversión antes mencionada, con lo cual no se justifica su utilización.

Finalmente, se define una serie de 5 tanques agitados continuos de 1.5 m³ de volumen cada uno para obtener la conversión deseada de 96%.

Para cada tanque, se resuelven en simultáneo los balances de masa para los cuatros componentes, correspondientes a las expresiones (3-27.a) a (3-27.d), definiendo el volumen del tanque (igual para todos) y considerando que las concentraciones de salida del tanque N corresponden a las concentraciones de entrada del tanque N+1.

A continuación, en la tabla 3-13, se presentan las concentraciones para cada compuesto al final de la serie de tanques, es decir, a la salida del quinto tanque.

Tabla 3-13. Concentraciones de los compuestos involucrados a la salida del sistema de reactores.

Compuesto	Concentración [mol/L]
TG	0.036
DG	0.011
MG	2.421
G	0.763
H ₂ O	0.213

A partir de los datos presentados en la tabla 3-13, se prosigue a calcular el caudal másico de cada compuesto que sale del reactor de glicerólisis, para ello se debe considerar el caudal volumétrico total y el peso molecular de cada compuesto.

$$W_{TG, \text{ glicerólisis, salida}} = 23.5 \text{ kg/h}$$

$$W_{DG, \text{ glicerólisis, salida}} = 5 \text{ kg/h}$$

$$W_{MG, \text{ glicerólisis, salida}} = 630 \text{ kg/h}$$

$$W_{G, \text{ glicerólisis, salida}} = 51.2 \text{ kg/h}$$

$$W_{W, \text{ glicerólisis, salida}} = 2.8 \text{ kg/h}$$

A continuación, en la figura 3-10, se presenta un diagrama cualitativo del sistema de reactores de glicerólisis con sus corrientes de entrada y salida, junto con los caudales másicos de los compuestos correspondientes. Además, en la figura 3-10, se presenta la cantidad de catalizador utilizado, considerando que se requiere 0.02 kg/kg de sebo.

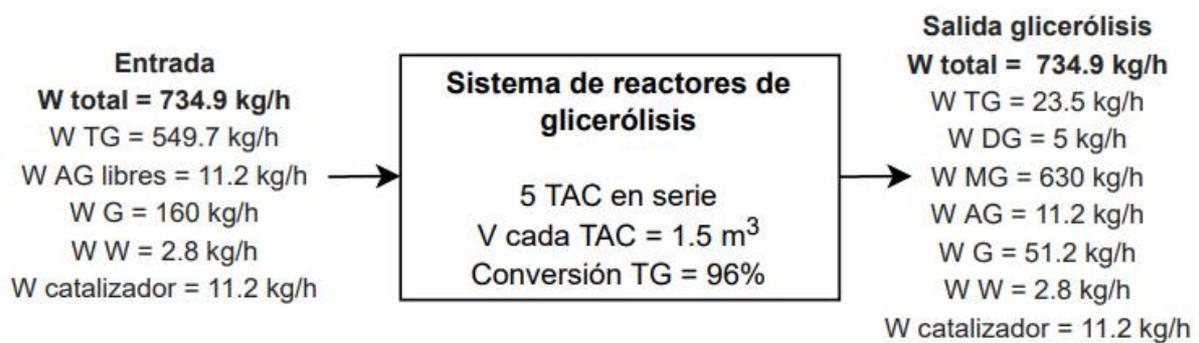


Figura 3-10. Diagrama cualitativo del sistema de glicerólisis con sus corrientes de entrada y salida, con los caudales másicos de sus correspondientes componentes.

Debido a la implementación de un catalizador básico, luego de la reacción de glicerólisis debe ser neutralizado para facilitar la posterior eliminación del mismo en forma de la sal correspondiente. Por tanto, la corriente de salida del sistema de reactores de glicerólisis se dirige al reactor de neutralización donde el catalizador básico se neutraliza con ácido fosfórico.

Posteriormente, en un decantador, se separa la fase grasa de la fase acuosa. La primera se compone por triglicéridos, diglicéridos, monoglicéridos y ácidos grasos libres; mientras que la fase acuosa se compone de glicerina, agua y la sal disuelta que se obtuvo como resultado de la neutralización. En este caso, la operación de decantación se considera que logra una separación con una eficiencia del 100%.

A continuación, en la figura 3-11, se presenta un diagrama cualitativo del reactor de neutralización y la posterior operación de decantación, con sus respectivas corrientes de entrada y salida.

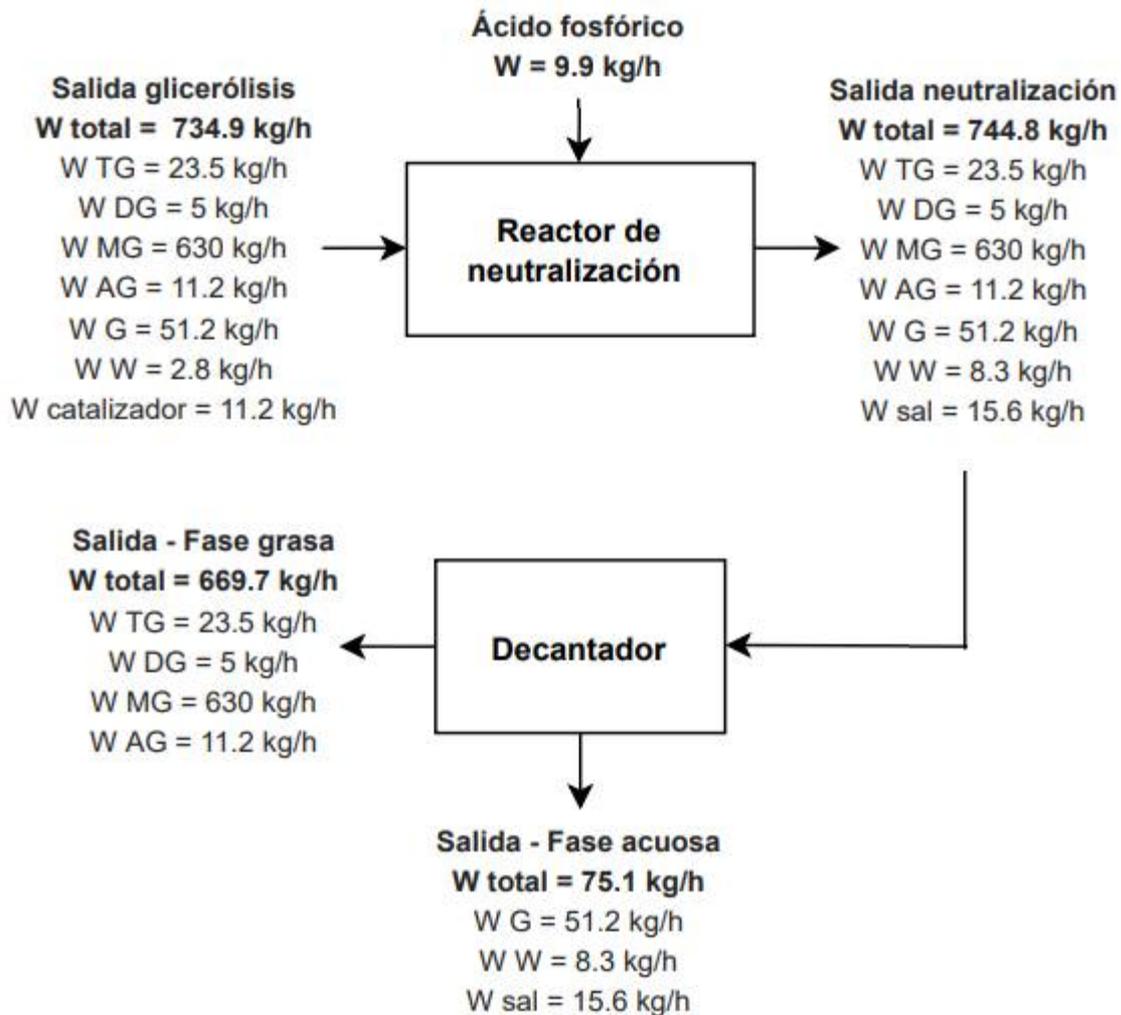


Figura 3-11. Diagrama cualitativo del reactor de neutralización y decantador del sistema de Glicerólisis, con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

Con los caudales máxicos de cada componente a la salida de la serie de tanques, luego de la neutralización y posterior decantación, se calcula la composición máxica de la mezcla de glicéridos (corriente fase grasa, figura 3-11). Los resultados se presentan en la tabla 3-14.

Tabla 3-14. Comparación de resultados obtenidos con especificaciones.

Compuesto	Composiciones máxicas obtenidas [%]	Especificaciones máxicas [%]
MG	94.1	55 - 65
DG	0.7	20 - 25
Impurezas (TG+AG)	5.2	10 - 20

Al observar los valores presentados en la tabla 3-14, se puede notar que los resultados obtenidos no cumplen con las especificaciones requeridas para la comercialización de la mezcla de mono y diglicéridos. Sin embargo, a la corriente oleosa que sale del decantador aún se le debe agregar la corriente rica en TG, DG y MG que sale de la operación de destilación del sistema de purificación de ácidos grasos, tal y como se mencionó en el Capítulo 2. El estudio detallado de la operación de destilación se realizará en el Capítulo 4 y allí se realizará un análisis fehaciente acerca de la composición final de la mezcla de mono y diglicéridos.

3.4.2. Especificaciones constructivas

3.4.2.1. Dimensiones del sistema de reactores

Para poder determinar el diámetro óptimo de los reactores, se utiliza el programa de simulación Unisim Design R390.1. Se ingresa el volumen de cada reactor obtenido anteriormente y se considera que las dimensiones del mismo son independientes de los parámetros cinéticos y de la reacción. De esta manera, el simulador devuelve el diámetro y el largo del reactor, los cuales son calculados en función de normas establecidas. Los resultados se presentan en la tabla 3-15.

Tabla 3-15. Dimensión tanques de glicerólisis.

Diámetro [m]	Altura [m]
0.95	1.42

Al igual que para el reactor de hidrólisis, se debe construir cada reactor con acero inoxidable 316 debido a las altas temperaturas de operación. Dicho material es capaz de soportar las condiciones de operación requeridas y es por este motivo que se realiza su elección.

3.4.2.2. Espesor de la pared de los reactores

Análogamente a lo llevado a cabo para el reactor de hidrólisis, se aplica la ecuación (3-12) para obtener el espesor del tanque de glicerólisis. Los parámetros específicos, para el material seleccionado, se obtienen de la tabla 3-7 correspondiente al acero inoxidable 316. Nuevamente, se debe cumplir que $t \leq R/2$.

Mediante el uso de la ecuación (3-12), para una presión de 16.17 psi (con un 10% de margen de seguridad) y un radio interior de 18.7 in (0.475 m), se obtiene el siguiente valor de espesor mínimo requerido.

$$t = 0.097 \text{ in} = 0.0025 \text{ m}$$

A su vez, dado el valor de espesor mínimo, se verifica el criterio establecido por la norma.

$$t = 0.0025 \text{ m} \leq \frac{0.475 \text{ m}}{2} = 0.2375 \text{ m}$$

Finalmente, se obtienen como resultado los siguientes valores de radio interno y externo del reactor respectivamente.

$$r_1 = 0.475 \text{ m}$$

$$r_2 = t + r_1 = 0.4775 \text{ m}$$

3.4.3. Diseño del sistema de agitación

Un factor importante en el diseño del sistema de reactores de glicerólisis es la agitación. La misma consiste en inducir un movimiento dentro de cada reactor siguiendo una forma específica. La implementación de la agitación tiene como objetivo principal favorecer el contacto entre fases. De esta manera, se busca optimizar el volumen del reactor y evitar la formación de canalizaciones y volúmenes muertos para favorecer el avance de la reacción.

Para el diseño óptimo del sistema de agitación se deben tener en cuenta diferentes aspectos tales como: las funciones básicas de mezcla del agitador seleccionado, ya sea tipo, número y diámetro de impulsores, velocidad de giro y potencia del motor; las condiciones del proceso involucrado, tales como, las propiedades de los productos a mezclar como densidad, viscosidad, si la operación es continua o discontinua; y la geometría del tanque es decir, sus dimensiones y si hay presencia de placas deflectoras.

Luego del análisis de los tipos de agitadores implementados industrialmente y de la geometría del sistema, el agitador seleccionado es de placas planas del tipo Rushton (figura 3-12) el cual genera flujo radial.

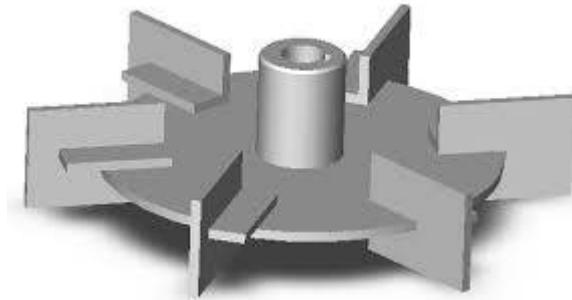


Figura 3-12. Turbina tipo Rushton de 6 palas.

A fin de determinar el diseño del sistema de agitación, se deben analizar los siguientes factores geométricos:

- La altura del tanque.
- El diámetro del tanque.
- La altura del líquido en el tanque.
- La distancia entre impulsores. Se define como 0.7 del diámetro del tanque.
- La distancia entre la última turbina superior y la superficie de líquido. Se define como 0.3 del diámetro del tanque.
- La distancia entre la última turbina inferior y el fondo del tanque. Se define como 0.3 del diámetro del tanque.
- El diámetro del impulsor. Se define como 0.3 del diámetro del tanque.

Teniendo en cuenta los aspectos anteriormente enumerados, se puede considerar que el sistema estará compuesto por dos impulsores cuyo diámetro es 0.6 m.

Por otro lado, es necesario implementar baffles deflectores para evitar la formación de vórtices. Se colocan 4 baffles en cada tanque con un espesor de $1/12$ del diámetro del tanque. Por ende, el espesor de los mismos resulta ser de 0.14 m.

3.4.3.1. Cálculo de la potencia

La potencia consumida por el sistema de agitación es una función de diferentes parámetros como ser: el tipo y número de impulsores, la velocidad de agitación, las propiedades

reológicas del fluido, la configuración de los impulsores dentro del tanque y de la presencia de placas deflectoras.

Del balance macroscópico de energía mecánica, se define la potencia necesaria para la agitación de un tanque agitado continuo (TAC) a partir de la expresión (3-28).

$$P = P_o N^3 D_i^5 \rho \quad (3-28)$$

Donde

P : potencia

P_o : número de potencia

N : número de revoluciones por segundo

D_i : diámetro del impulsor

ρ : densidad de la mezcla

El número adimensional *P_o*, depende del número de Reynolds que se define según la expresión (3-29).

$$Re = \frac{N \rho D_i^2}{\mu} \quad (3-29)$$

Luego, se considera flujo turbulento y por ende un $Re > 10000$. Se impone una velocidad media de agitación de 100 rpm, lo que equivale a 1.67 rps. Con los datos propuestos, se utiliza la correlación tabulada y graficada obtenida de la figura 447 del libro “Operaciones Básicas de la Ingeniería” Química G.G Brown. De la tabla, se establece que es necesario un impulsor de 6 palas planas con una relación entre el espesor de baffle y el diámetro del tanque de 0.10.

Al ingresar al gráfico para $Re > 10000$ y la curva correspondiente al tipo de rodete seleccionado, se obtiene un valor de *P_o* de 6. Se considera el valor de la densidad de la mezcla como 996 kg/m^3 .

Al reemplazar los valores correspondientes en la expresión (3-28), se obtiene el valor de la potencia necesaria para el sistema de agitación de un tanque agitado continuo (TAC). Luego, al considerar que el sistema de reactores de glicerólisis está compuesto por cinco tanques, se calcula la potencia total necesaria como se muestra a continuación.

$$P_{1 TAC} = 2125 \text{ W} = 2.15 \text{ kW}$$

$$P_{5 TAC, total} = 10.75 \text{ kW}$$

3.4.4. Diseño térmico

Una vez realizado el diseño mecánico del reactor de glicerólisis, a partir de los respectivos balances de masa para cada componente involucrado en las reacciones químicas propuestas por el modelo cinético elegido, se procede a realizar el diseño térmico del reactor en cuestión.

Al igual que en el diseño para el reactor de hidrólisis, es necesario definir los calores de reacción de cada una de las reacciones presentes en el modelo. Dichos valores fueron estimados a partir de la diferencia entre las energías de activación de la reacción directa e inversa. A continuación, se presentan los valores de calor de reacción obtenidos a partir de las energías de activación presentes en la tabla 3-10 para cada reacción involucrada.

$$\Delta H_1 = E_1 - E_{-1} = 15700 \frac{J}{mol} - 47200 \frac{J}{mol} = -3.15 \times 10^4 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta H_2 = E_2 - E_{-2} = 50500 \frac{J}{mol} - 24600 \frac{J}{mol} = 2.59 \times 10^4 \frac{J}{mol}$$

A modo de realizar el análisis térmico correspondiente, se estudia a la serie de reactores en operación adiabática. Por ende, se considera a los reactores completamente aislados del medio exterior, sin intercambiar calor con el mismo. Análogamente al diseño térmico de hidrólisis, este tipo de operación permite calcular la máxima diferencia de temperatura que puede alcanzar el sistema debido únicamente a los calores generados y consumidos por las reacciones involucradas en el mismo ($\Delta T_{\text{ADIABATICO}}$).

3.4.4.1. Operación adiabática

En primer lugar, se plantea el balance de energía en condiciones adiabáticas para cada reactor tanque agitado continuo (TAC) que conforma el sistema de glicerólisis, como se muestra en la expresión (3-30).

$$F_0 c_p (T_s - T_e) = V_R \sum_j^n (-r_j) \quad (3-30)$$

Donde

F_0 : caudal molar total de entrada

c_p : capacidad calorífica de la mezcla

T_s : temperatura de salida

T_e : temperatura de entrada

V_R : volumen del reactor

n : número de reacciones totales

j : número de la reacción

r_j : reacción número j

En este punto cabe aclarar que, si bien cada tanque cuenta con el sistema de agitación seleccionado anteriormente, la potencia del mismo no será considerada en el balance de energía planteado. Los agitadores son considerados únicamente como un sistema que permite un mejor contacto entre la fase oleosa y la fase acuosa, y que, a su vez, homogeniza la temperatura en cada reactor. Se considera que el trabajo realizado al sistema producto de la agitación es despreciable ante los calores generados y consumidos por las reacciones que se producen. Es decir, se supone que la variación de temperatura en el reactor depende únicamente de la serie de reacciones que ocurren.

Luego, se reescribe el balance de energía (3-30) en función de la concentración realizando el respectivo cambio de variable. Se plantean, junto con dicho balance de energía, los cuatro balances de masa, uno para cada compuesto que interviene en las dos reacciones planteadas por el modelo cinético. Esto se realiza para cada tanque que integra el sistema de reactores.

De esta manera, para cada reactor, se obtiene un sistema de 5 ecuaciones con 6 incógnitas por lo tanto es necesario definir una de ellas para su resolución. Para ello, se define el volumen de cada reactor seleccionado anteriormente (1.5 m^3).

Se define como temperatura de entrada al reactor:

$$T_{\text{entrada}} = 523 \text{ K} = 250^\circ\text{C}$$

Como resultado de la resolución de los balances en el sistema de reactores operando adiabáticamente, se obtiene el perfil de temperatura en función de cada tanque. Dicho perfil se puede observar en la figura 3-13.

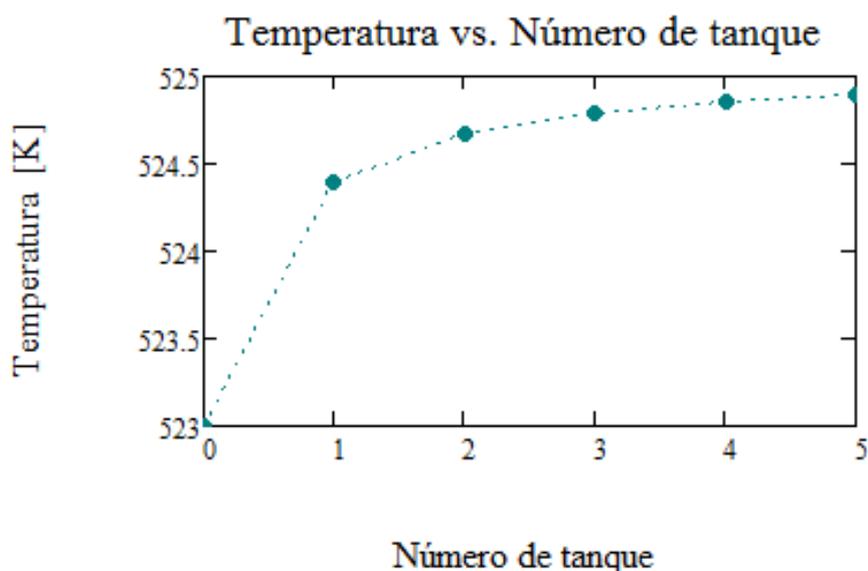


Figura 3-13. Evolución de la temperatura a lo largo del sistema de reactores.

Del perfil de la figura 3-13, se extrae que la temperatura resultante a la salida de la serie de reactores resulta ser:

$$T_{salida,adiabático} = 524.9 \text{ K} = 251.9^{\circ}\text{C}$$

Al conocer el valor de temperatura máxima de salida, se calcula el $\Delta T_{adiabático}$ como se muestra a continuación.

$$\Delta T_{adiabático} = T_{salida,adiabático} - T_{entrada} = 1.9^{\circ}\text{C}$$

Como se mencionó anteriormente, el sistema no debe alcanzar temperaturas muy elevadas para evitar la degradación de reactivos y productos. Se establece un límite de 260°C para el proceso de glicerólisis, logrando así la estabilidad de los triglicéridos, del glicerol y de los monoglicéridos y diglicéridos. A su vez, una temperatura excesiva provocaría un deterioro en el sabor, aroma y color de los productos.

Al observar el valor de $\Delta T_{ADIABÁTICO}$ se puede evidenciar que el mismo no resulta elevado. El aumento de temperatura que se genera a lo largo de la serie de reactores operando adiabáticamente, es de tan solo casi 2°C y se puede considerar que dicho aumento no representa un riesgo a tener en cuenta para la implementación de este tipo de operación térmica en el sistema de reacciones. Sin embargo, al tener en cuenta lo expuesto

anteriormente en el diseño térmico de hidrólisis, respecto a la factibilidad de una operación adiabática en la realidad, se decide operar la serie de reactores TAS de forma isotérmica.

3.4.4.2. Operación isotérmica

Al igual que lo expuesto previamente en el diseño térmico del reactor de hidrólisis, el análisis involucra no sólo la energía sino que también el equipamiento necesario para mantener la isotermicidad del proceso. En este caso, se busca operar el sistema de reactores de glicerólisis a una temperatura prácticamente constante de 250°C y una presión de 1 bar.

A continuación, se analizan ciertos aspectos importantes a la hora de realizar el diseño isotérmico.

3.4.4.2.1. Acondicionamiento de las corrientes de entrada al reactor

Con el objetivo de operar el sistema de reactores en condiciones isotérmicas, es conveniente que las corrientes de reactivos que ingresan al mismo se encuentren lo más cercanas posible a las condiciones de operación.

Por un lado, la corriente de sebo depurado es precalentada hasta 180°C como se determinó en el apartado del sistema de hidrólisis.

Por otro lado, la corriente de glicerina proveniente del reactor de hidrólisis se encuentra a una temperatura de aproximadamente 260°C. Esta corriente, previo a ingresar al sistema de glicerólisis, se despresuriza hasta presión atmosférica e ingresa a un evaporador con el objetivo de remover la mayor cantidad de agua posible de la misma. A la salida del evaporador, la corriente líquida (glicerina concentrada) tiene una temperatura de 105°C. Por tanto, posteriormente, se acondiciona y se lleva a la misma temperatura que el sebo depurado (180°C).

Finalmente, ambas corrientes se mezclan y se llevan hasta la temperatura de operación de 250°C, para luego entrar como alimentación al sistema de glicerólisis.

3.4.4.2.2. Selección y geometría del material aislante

De los resultados de la evolución de la temperatura en el sistema adiabático se deduce que, en un principio, para el caso isotérmico el mismo puede prescindir de un método de calefacción para mantener su temperatura ya que las reacciones liberan calor. Sin embargo, es importante considerar las pérdidas de calor a través de las paredes del tanque. Es decir, la

transferencia de calor por convección entre las paredes de cada tanque y el aire externo que los rodea. Para ello, se propone la utilización de un aislante.

El criterio de selección del material aislante es el mismo que para el sistema de reacción de hidrólisis. En este sentido, de acuerdo a sus propiedades y condiciones de aplicación, se selecciona como material aislante lana de vidrio.

El cálculo del espesor del aislante necesario se basa en los mecanismos de transferencia de calor de los diferentes materiales. En la figura 3-14, se puede observar un esquema cualitativo de la pared del reactor y el aislante.

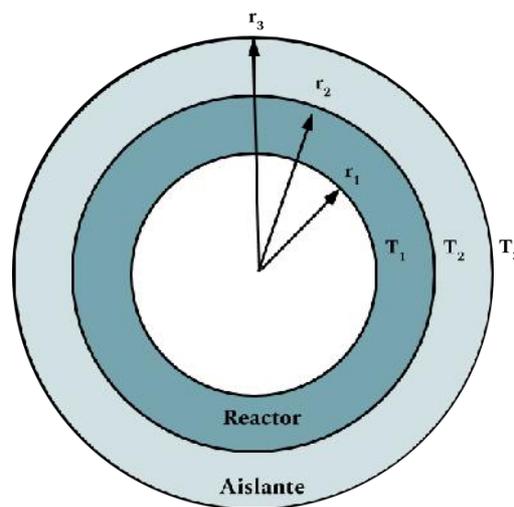


Figura 3-14. Esquema con las capas del sistema de reacción.

Al plantear los calores involucrados en cada material del sistema se obtienen las siguientes expresiones (3-31), (3-32) y (3-33).

$$Q_{\text{conducción,reactor}} = \frac{(T_1 - T_2) 2 \pi L k_{\text{reactor}}}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad (3-31)$$

$$Q_{\text{conducción,aislante}} = \frac{(T_2 - T_3) 2 \pi L k_{\text{aislante}}}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \quad (3-32)$$

$$Q_{\text{convección}} = h_{\text{convección}} 2 \pi L r_3 (T_3 - T_{\text{ambiente}}) \quad (3-33)$$

A continuación, se enumeran las consideraciones realizadas para resolver el sistema de ecuaciones.

- La temperatura de la pared interna del reactor (T_1) se considera igual a la temperatura de operación del mismo. $T_1=250^\circ\text{C}$. La temperatura de operación se considera constante a lo largo del sistema de reactores, por lo que el cálculo se realiza sobre un reactor pero es aplicable al resto de los reactores.
- De acuerdo a lo calculado anteriormente, los diámetros interno y externo de cada reactor resultan $r_1=0.475\text{ m}$ y $r_2=0.4775\text{ m}$, respectivamente, y la altura $H=1.42\text{ m}$.
- Debido a la alta conductividad térmica del acero inoxidable 316 ($k_{\text{reactor}}=21.6\text{ W/m.K}$ a la temperatura de operación) y al pequeño espesor de la pared del reactor obtenido, se considera conducción perfecta en el espesor de la pared del reactor y por ende $T_1=T_2=250^\circ\text{C}$. De esta manera la expresión (3-31) no brinda información relevante para el análisis térmico.
- Según la ubicación seleccionada para la planta, la temperatura ambiente a lo largo del año varía dentro del rango de 6°C a 30°C . Por lo que se considera como temperatura ambiente para el cálculo al promedio de dicho rango, resultando $T_{\text{ambiente}}=18^\circ\text{C}$.
- Al suponer que el reactor está recubierto con lana de vidrio, considerando datos de bibliografía, se obtiene la conductividad térmica para el aislante como $k_{\text{aislante}}=0.03\text{ W/m.K}$
- Según datos de bibliografía, se estima el coeficiente de transferencia de calor del aire que rodea al reactor, considerando convección natural como $h_{\text{conveccion}}=15\text{ W/m}^2.\text{K}$
- Se impone la condición de temperatura de la pared externa del aislante para cumplir con los requerimientos de seguridad de los operarios de la planta. Luego, T_3 resulta 35°C .

Luego al igualar las expresiones (3-32) y (3-33), se calcula el espesor del aislante como se muestra a continuación.

$$\frac{(T_2-T_3) 2 \pi H k_{\text{aislante}}}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} = h_{\text{convección}} 2 \pi H r_3 (T_3 - T_{\text{ambiente}})$$

$$r_3 = 0.5\text{ m}$$

$$\text{Espesor Aislante} = r_3 - r_2 = 0.5\text{ m} - 0.4775\text{ m} = 0.0225\text{ m} = 2.25\text{ cm}$$

Finalmente, en la tabla 3-16, se resumen las características constructivas del sistema de reactores de glicerólisis.

Tabla 3-16. Diseño del sistema de reactores de glicerólisis.

Temperatura de operación [°C]	250
Presión [bar]	1
Cantidad de reactores	5
Características de cada uno de los reactores	
Altura [m]	1.42
Diámetro interno [m]	0.95
Espesor pared [m]	0.0025
Material reactor	Acero inoxidable 316
Material Aislante	Lana de vidrio
Espesor aislante [m]	0.0225

3.4.5. Sistema de control

3.4.5.1. Control de temperatura

Al igual que para el reactor de hidrólisis, se busca que la operación en el proceso de glicerólisis resulte isotérmica. Para lograr esto, se propone utilizar un sistema de control por retroalimentación. La temperatura del equipo se regula sensando la temperatura de la corriente salida de cada tanque y regulando el caudal de la corriente que ingresa a cada uno.

3.4.5.2. Control de nivel

La utilización de una serie de reactores del tipo tanque agitado requiere a su vez, de un control que permita mantener el nivel de líquido constante para evitar fallas que pueden llevar a un pobre desempeño mecánico del equipo. Se puede utilizar dos controles de nivel, uno de mínima y otro de máxima. El primero cumple la función de proteger a la bomba que impulsa el fluido a los tanques y evita una posible cavitación en la misma. El segundo, ubicado en la parte superior de los tanques, garantiza que no haya un exceso de líquido en los tanques. La regulación de la altura se realizará mediante la apertura/cierre de la válvula de alimentación.

3.5. Bibliografía

- Milliren, A. L., Wissinger J. C., Gottumukkala V. & Schall, C. A. (2013). *Kinetics of soybean oil hydrolysis in subcritical water*. Vol 108, p 277-281.
- Sturzenegger A., Sturm H. (1951). *Hydrolysis of Fats at High Temperatures*. Industrial & Engineering Chemistry. Vol. 43, No. 2, p 510-515.
- Istyami, A. , Tatang, H., Prakoso, T. (2018). Mass Balances and Thermodynamics Study of Triglyceride Hydrolysis.
- Patil, T. A., Butala D. N., Raghunathan T. S. & Shankar H. S. (1988). *Thermal Hydrolysis of Vegetable Oils and Fats. 1. Reaction Kinetics*. Vol 27, p 727-735.
- Jones, M. N et al. (2019). *Splitting Triglycerides with a Counter-Current Liquid-Liquid Spray Column: Modeling, Global Sensitivity Analysis, Parameter Estimation and Optimization*. MDPI.
- Attarakih M. et al. (2012). *Mathematical modeling of high-pressure oil-splitting reactor using a reduced population balance model*. Chemical Engineering Science, Vol 84, p 276-291.
- Jeffreys, G.V. (1961). *Analysis of continuous fat-hydrolysing column*. Institution of Chemical Engineers – Transactions. Vol 39. No. 6.
- Cao, E. (2004). *Transferencia de calor en ingeniería de procesos*.
- Kazembe, H. W., Matsumura Y & Minowa T. (2011). *Reaction Characteristics of Glycerol pretreatment o Bio-oil with calcium hydroxide for biodiesel production*. Vol 54, p 266-271.
- Devender, S. et al. (2007). *Glycerolysis of Fatty Acid Methyl Esters: 2. Simulation and Experiments in Continuous Reactors*. J. Amer Oil Chem. Soc., 91-96.
- Bakker A., F. J. (2000). *Advanced Liquid Agitation. Engineering practice*.
- Cengel, Y., Ghajar, A., (2004). *Transferencia de Calor y Masa*. Cuarta Edición, Mc Graw Hill, Estados Unidos.
- Afelma, A., (2016). *Guía de Buenas Prácticas en el Aislamiento Industrial*. Gráficas Arias Montano S.A., Madrid, España.
- Sonntag, N. O. V. (1979). *Fat splitting*. Journal of the American Oil Chemists' Society, 56(11 Part 1),729A-732A.
- Uribe, V. (2013). *Diseño y cálculo de un agitador de fluidos*. Facultad de Ingeniería Departamento de Ingeniería Mecánica. Chile.

- Verdugo R. L. (2013). Diseño y cálculo de un agitador de fluidos. Facultad de Ingeniería. Universidad del Bío-Bío.
http://repobib.ubiobio.cl/jspui/bitstream/123456789/412/1/Castillo_Uribe_Vladimir.pdf

CAPÍTULO 4

Diseño del sistema de purificación

4.1. Objetivos del capítulo

En este capítulo, se busca diseñar el sistema de separación de las corrientes provenientes de los sistemas de reactores diseñados con anterioridad, con el fin de cumplir los requisitos comerciales fijados. A su vez, se definen los equipos necesarios para cada proceso de purificación y sus especificaciones constructivas.

En primer lugar, se enumeran las diversas operaciones que se realizan en la industria para purificar los ácidos grasos, sus condiciones de operación y se define la operación más conveniente para el caso estudiado. Luego, se muestran los valores que se ingresaron para la simulación del proceso, se exponen los resultados y se extraen conclusiones.

Finalmente, se realiza un proceso análogo para la purificación de la mezcla de mono y diglicéridos.

4.2. Sistema de purificación de los ácidos grasos

Los ácidos grasos obtenidos a la salida del sistema de reacción de hidrólisis se pueden procesar de manera de obtener productos con mayor estabilidad y pureza de acuerdo a las especificaciones requeridas. A continuación, se busca describir y diseñar los procesos involucrados en la purificación de los ácidos grasos obtenidos.

En primer lugar, es necesario recordar las especificaciones requeridas de los productos finales. Para ello, en la tabla 4-1, se pueden observar las composiciones másicas tanto del ácido esteárico comercial como del ácido oleico comercial.

Tabla 4-1. Composición másica del ácido esteárico comercial y del ácido oleico comercial.

Ácido esteárico comercial		Ácido oleico comercial	
<i>Composición másica [%]</i>		<i>Composición másica [%]</i>	
<i>Acido oleico</i>	5 - 25	<i>Acido oleico</i>	65 - 85
<i>Ácido esteárico</i>	35 - 50	<i>Ácido esteárico</i>	5 - 15
<i>Ácido palmítico</i>	30 - 40	<i>Ácido palmítico</i>	5 - 15
<i>Ácido mirístico</i>	0 - 10	<i>Ácido mirístico</i>	0 - 5
<i>Ácido linoleico</i>	0 - 5	<i>Ácido linoleico</i>	0 - 5
<i>Ácido linolénico</i>	0 - 5	<i>Ácido linolénico</i>	0 - 5

A continuación, se analizan los procesos necesarios para la obtención de productos con valor comercial de acuerdo a las especificaciones presentadas en la tabla 4-1. Los procesos seleccionados para la purificación y la separación de los ácidos grasos son: destilación, cristalización y filtración.

4.3. Destilación

4.3.1. Métodos de destilación utilizados en la industria

Los ácidos grasos provenientes del reactor de hidrólisis contienen una gran cantidad de impurezas, tales como materias insaponificables, agua y sustancias con altos puntos de ebullición como glicéridos sin reaccionar. El diseño de una destilación adecuada es necesario para eliminar los contaminantes y obtener productos de alta pureza, inodoros y de gran estabilidad.

La purificación de ácidos grasos mediante destilación se ha practicado durante años y sigue siendo vigente como el método más común y eficiente para producir ácidos grasos de alta calidad. Como consecuencia de la sensibilidad de los ácidos grasos al calor, la destilación debe llevarse a cabo a temperaturas tan bajas como sea práctica y económicamente posible. Debido al mismo motivo, se busca que el tiempo de residencia de los ácidos grasos en el equipo de destilación sea lo más pequeño posible. Actualmente, los equipos de destilación se distinguen por trabajar en condiciones de alto vacío, con calentamiento efectivo, tiempos de contacto cortos, efectiva transferencia de masa entre vapor y condensado, y economía de vapor.

Existen diferentes tipos de destilación utilizados para la purificación industrial de ácidos grasos, los mismos se presentan y resumen a continuación.

- *Destilación por arrastre de vapor.* Es el proceso comercial más antiguo utilizado para la destilación de ácidos grasos. Se lleva a cabo a presión atmosférica. Utiliza gran cantidad de vapor por lo que su economía es pobre y, además, cantidades considerables de ácidos grasos son arrastrados por el mismo. Este tipo de destilación presenta un calentamiento prolongado de los ácidos grasos a altas temperaturas y la consecuente inestabilidad térmica de los mismos. Debido a los motivos mencionados, se obtienen ácidos grasos de baja calidad y gran cantidad de residuos.
- *Destilación al vacío.* Es una destilación simple que implica la purificación de ácidos grasos mixtos. Se lleva a cabo a presión reducida (vacío) y presenta cortos tiempos de

residencia. Con el fin de evitar la formación de emulsiones, se emplea destilación en seco, es decir, sin usar vapor o cualquier otro medio gaseoso como vehículo de los ácidos grasos.

- *Destilación fraccionada.* Este proceso consiste en la purificación y separación de ácidos grasos de acuerdo con la longitud de la cadena, es decir, en función de sus puntos de ebullición. En consecuencia, se obtienen fracciones de ácidos grasos con alta pureza.
- *Destilación molecular.* Es un tipo de destilación al vacío de corto recorrido. Se caracteriza por trabajar con presiones de vacío muy bajas (0.01 mbar o inferiores). Se emplea para separar compuestos con alto punto de ebullición y sensibles a la temperatura, como los ácidos grasos. Este proceso se basa en las diferencias en la trayectoria media libre de las moléculas debido a sus tamaños, es decir, la destilación molecular separa sustancias por su peso molecular.

4.3.2. Tipo de destilación seleccionada y condiciones de operación

Como se mencionó previamente, al trabajar con ácidos grasos, se debe tener en cuenta que estos son sensibles a la temperatura y, si la misma resulta elevada, puede ocurrir la degradación u oxidación de los ácidos. Los estudios existentes sobre el tema estiman que la degradación de estos compuestos ocurre a partir de temperaturas cercanas a los 280°C, por lo que la destilación suele ser llevada a cabo a temperaturas entre los 200 y 260°C. Para lograr estas condiciones, a su vez, se debe trabajar en alto vacío, a presiones entre 1.3 y 133 mbar.

Teniendo en cuenta las condiciones mencionadas anteriormente y considerando que, en este caso, el objetivo del proceso de destilación es eliminar impurezas de alto peso molecular (como TG, DG y MG) presentes en la corriente de ácidos grasos; en primer lugar, se descarta la destilación por arrastre de vapor ya que presenta ciertas desventajas no deseadas como ser el requerir altos tiempos de residencia y elevadas temperaturas a presión atmosférica. Luego, se descarta la destilación fraccionada debido a que no se tiene como objetivo separar cada tipo de ácido graso en fracciones de alta pureza. Por último, para discernir entre una destilación al vacío y una destilación molecular, se consideran las condiciones de presión y temperatura mencionadas en el párrafo anterior. En este sentido, como no se busca trabajar a presiones inferiores a 1.3 mbar, se descarta la destilación molecular. Finalmente, se

selecciona la destilación al vacío como el proceso más compatible con el estudio llevado a cabo en el presente proyecto.

A continuación, se resumen las principales características del proceso de destilación continua de ácidos grasos.

- *Temperatura y tiempo de calentamiento.* Altas temperaturas o tiempos de residencia prolongados favorecen a la degradación de los ácidos grasos como también favorecen reacciones no deseadas. A fin de reducir al mínimo la posibilidad de que el producto se deteriore, el diseño de la torre debe ser tal que su altura sea mínima, el reflujo sea bajo y la temperatura menor a 260° C, de manera de garantizar un corto tiempo de residencia y evitar un posible sobrecalentamiento de los compuestos.
- *Vacío.* El vacío es necesario para disminuir la temperatura de ebullición y aumentar la volatilidad relativa de los ácidos grasos.
- *Alimentación.* Los ácidos grasos deben deshidratarse y desairearse por completo antes de entrar a la torre de destilación. Por un lado, el agua debe eliminarse debido a que su alto volumen específico, a presiones muy reducidas, puede generar problemas que dificulten la operación. Por su parte, el aire debe eliminarse ya que el oxígeno, a las temperaturas de destilación, reacciona directamente con los ácidos grasos y genera compuestos que afectan la calidad del producto, principalmente el color.
- *Condensadores.* Las torres de destilación cuentan con supresores de niebla debido a que los ácidos grasos condensados tienden a formar una neblina que podría llegar al equipo de vacío y dañarlo.

4.3.3. Especificaciones constructivas

4.3.3.1. Material

Respecto a los materiales de la torre, se debe seleccionar un material que soporte las altas temperaturas y las bajas presiones a las que opera el proceso. Al igual que para los reactores de hidrólisis y glicerolisis, el material seleccionado para la construcción de la estructura externa de la columna de destilación es acero inoxidable 316.

4.3.3.2. Tipo de torre de destilación

En principio, se debe definir el tipo de columna en la que se llevará a cabo la destilación. Esta puede ser una torre de platos o una torre rellena, la cual a su vez puede ser de relleno al azar o con un empaquetamiento estructurado. Si bien las torres de platos suelen ser las más sencillas de diseñar, el rango de operación de las mismas suele estar limitado a operaciones que trabajan a presiones iguales o mayores a la atmosférica debido a la elevada pérdida de carga en la fase vapor que se genera a causa de los platos de la torre. Por tanto, en este caso, la posibilidad de utilizar este tipo de torre para la operación de destilación es descartada ya que se propone que la columna trabaje en vacío para evitar la degradación de los ácidos grasos. Al trabajar a bajas presiones, si el gradiente de presiones en la fase vapor es muy elevado, el vapor no logrará ascender a través de la columna correctamente provocando problemas fluidodinámicos en la torre y un deficiente desempeño de la misma.

Las torres empacadas contienen en su interior un relleno de algún tipo de material con forma y área específica, cuya finalidad es aumentar el área, tiempo de contacto entre las fases y la turbulencia, para así lograr una elevado coeficiente de transferencia de masa. Dentro de estas, se encuentran las torres de relleno al azar y las torres de relleno estructurado. Al igual que para las torres de platos, el factor determinante de diseño es la minimización del gradiente de presiones debido a que el sistema trabaja en vacío. Es por eso que, dentro de estas dos alternativas, se opta por la utilización de los rellenos estructurados ya que estos presentan una menor pérdida de carga en la fase vapor (de hasta un orden de magnitud menor en comparación con rellenos al azar).

Los rellenos estructurados presentan alta eficiencia producto de las condiciones fluidodinámicas del contacto entre la fase líquida y la fase gaseosa en estas columnas. Los dos aspectos más importantes de este tipo de relleno son los siguientes:

- *Elevada área interfacial líquido-gas.* Debido a la geometría de las estructuras, se puede lograr mantener a la fase líquida extendida sobre toda la superficie del relleno como una película de bajo espesor, lo cual incrementa notoriamente la transferencia de masa que se puede lograr entre las dos fases.
- *Baja caída de presión.* Como se mencionó anteriormente, al trabajar a bajas presiones es crucial que esto ocurra para evitar una posible inundación de la torre a causa de las bajas presiones de vapor.

Dentro de los rellenos estructurados disponibles en el mercado, los rellenos Mellapak™ son los mayormente utilizados a nivel mundial en la industria. Pueden ser utilizados en columnas de hasta 15 m de altura y dentro de sus aplicaciones se encuentra la destilación al vacío. Dado que este relleno es compatible con el proceso propuesto y se encuentra ampliamente en el mercado, se decide utilizar el mismo para la confección de la torre. En la figura 4-1, por un lado, se puede observar el esquema de una torre de destilación y, por otro lado, la estructura del empaquetamiento seleccionado.

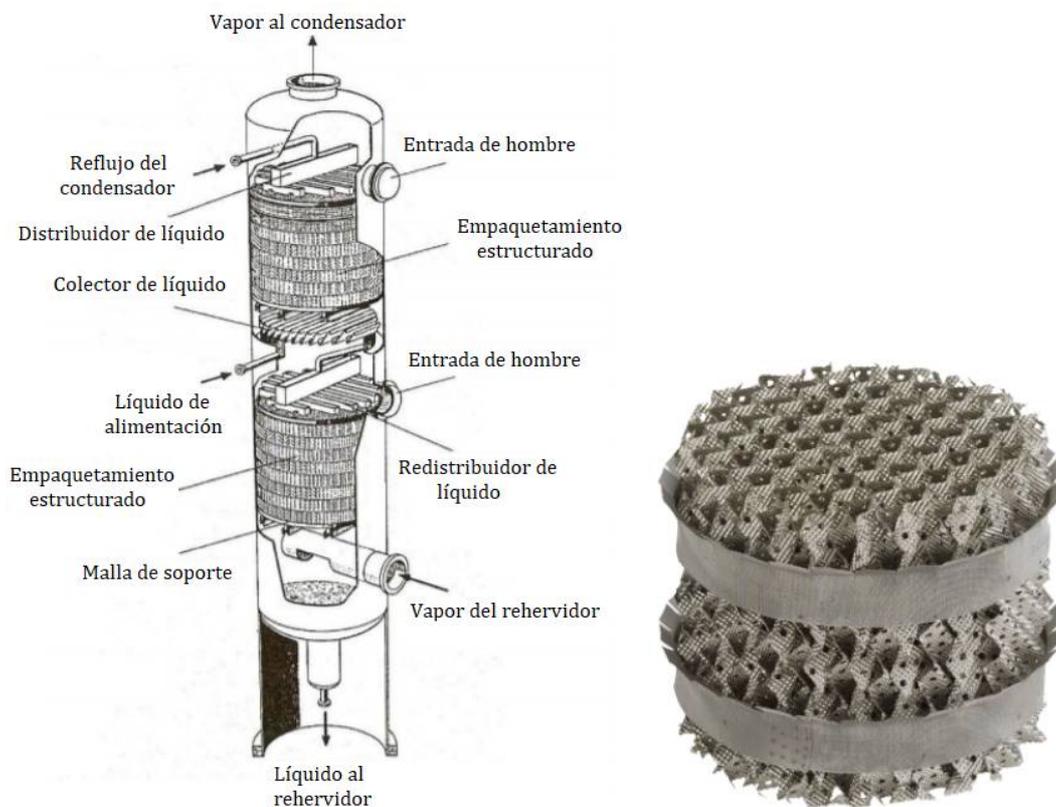


Figura 4-1. Esquema de una torre de destilación rellena y estructura del empaquetamiento Mellapak™.

4.3.4. Diseño del proceso de destilación

A continuación, en la tabla 4-2, se reescriben las condiciones y composiciones de la corriente oleosa que se obtiene como una de las salidas del sistema de hidrólisis, desarrollado en el Capítulo 3. Esta corriente se va a purificar mediante destilación continua al vacío pero, previamente, debe ser tratada para cumplir con las condiciones especificadas anteriormente para entrar al proceso de destilación.

Tabla 4-2. Condiciones y composiciones de la corriente a purificar, salida orgánica del sistema de hidrólisis.

W_{TOTAL} [kg/h]	3092
Presión [bar]	50
Temperatura [$^{\circ}C$]	260
Fracción vapor	0
W_{TG} [kg/h]	150
W_{DG} [kg/h]	290
W_{MG} [kg/h]	260
W_{AG} [kg/h]	2270
W_G [kg/h]	2
W_{AGUA} [kg/h]	120

4.3.4.1. Pretratamiento de la alimentación

En primer lugar, la corriente debe ser deshidratada y desaireada. Para ello, se propone el esquema que se observa en la figura 4-2.

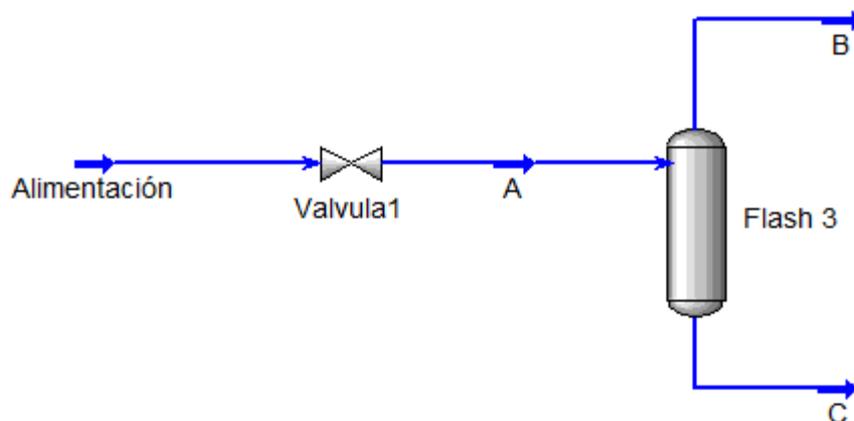


Figura 4-2. Esquema del sistema de pretratamiento de la corriente a purificar por destilación continua.

La corriente Alimentación es la corriente oleosa que sale del sistema de hidrólisis, cuyas condiciones y composiciones se detallan en la tabla 4-2.

Con el objetivo de eliminar la mayor cantidad de agua posible de dicha corriente, se propone utilizar un evaporador flash que opera a presión atmosférica. Para ello, la corriente Alimentación que posee una presión de 50 bares se despresuriza mediante la válvula 1 para

llegar a presión atmosférica como muestra el esquema de la figura 4-2. Luego de pasar por la válvula 1, ahora la corriente A, que posee una presión de 1 bar (100 kPa) y una temperatura de 247.5°C, se dirige al tanque Flash 3.

En la figura 4-3, se puede observar un diagrama cualitativo del tanque Flash 3, con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

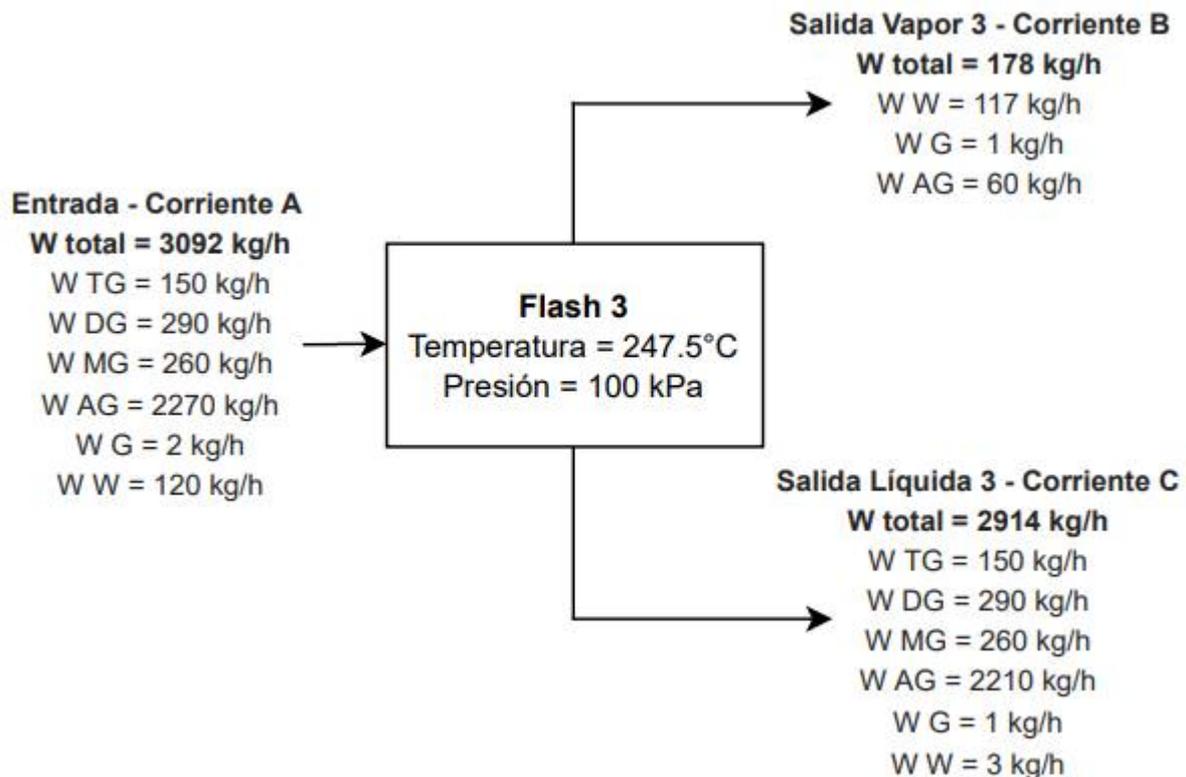


Figura 4-3. Diagrama cualitativo del tanque Flash 3 con sus correspondientes condiciones de operación y corrientes de salida y entrada.

Sin embargo, la corriente C aún posee una cantidad de agua significativa que impide la simulación de la torre de destilación. Es por este motivo que se plantea, seguido al tanque Flash 3, un segundo tanque (Flash 4) que opera en condiciones de vacío a fin de extraer la mayor cantidad de agua presente en la corriente C. El esquema propuesto se observa en la figura 4-4.

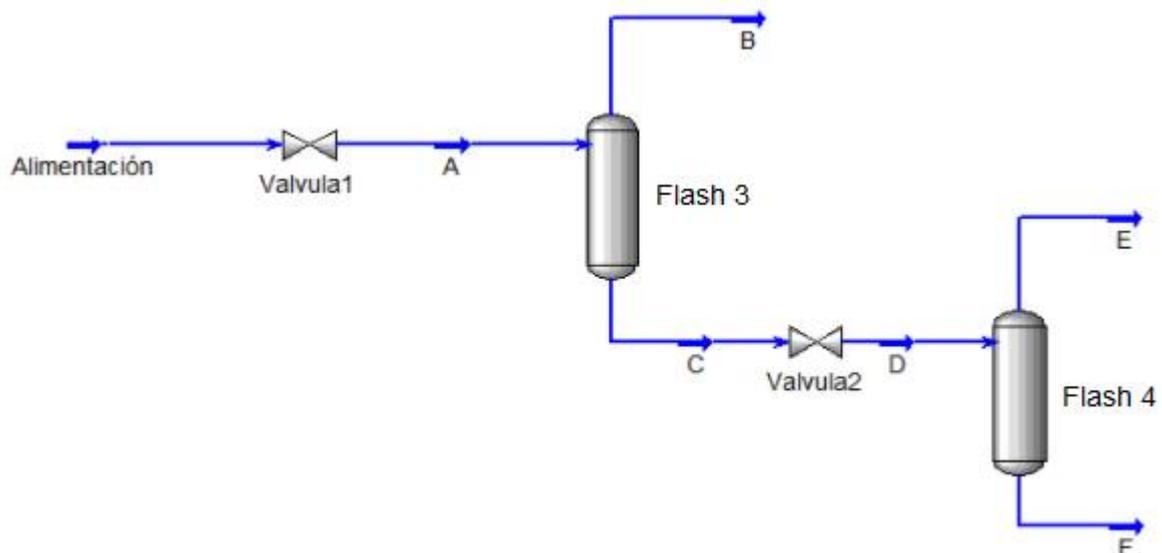


Figura 4-4. Nuevo esquema del sistema de pretratamiento de la corriente a purificar por destilación continua.

A fin de determinar la presión óptima de operación del tanque Flash 4, en la figura 4-5, se presenta la relación entre la cantidad de ácidos que se pierden (caudal másico de ácidos grasos en corriente E) y la cantidad de agua que queda en la salida líquida (caudal másico de agua en corriente F) en función de la presión de la corriente D. La presión de la corriente D es igual a la presión de operación del tanque Flash 4 y se logra al despresurizar la corriente C mediante la válvula 2 como se muestra en el esquema de la figura 4-4.

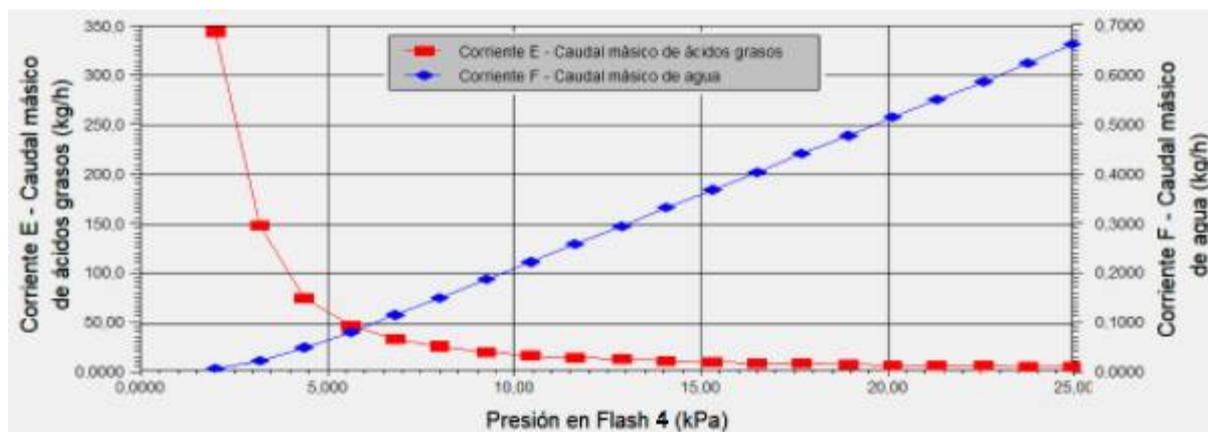


Figura 4-5. Caudal másico de ácidos grasos en corriente E y caudal másico de agua en corriente F en función de la presión de la corriente D (presión de operación del tanque Flash 4).

Como se puede observar en el gráfico de la figura 4-5, a menor presión en el tanque Flash 4, menor es la cantidad de agua presente en la corriente F (que se dirige a destilación) pero mayor es la cantidad de ácidos grasos que se pierden en la corriente E y, por tanto, menor cantidad de producto final. Es por este motivo que, al considerar ambos efectos, se decide

considerar como presión óptima de operación del tanque Flash 4 la presión de 70 mbar (7 kPa).

A continuación, en la figura 4-6, se puede observar el diagrama cualitativo del tanque Flash 4, con sus correspondientes corrientes de entrada y salida. En este caso, la entrada corresponde a la salida líquida 3 del tanque Flash 3, Corriente C (figura 4-3).

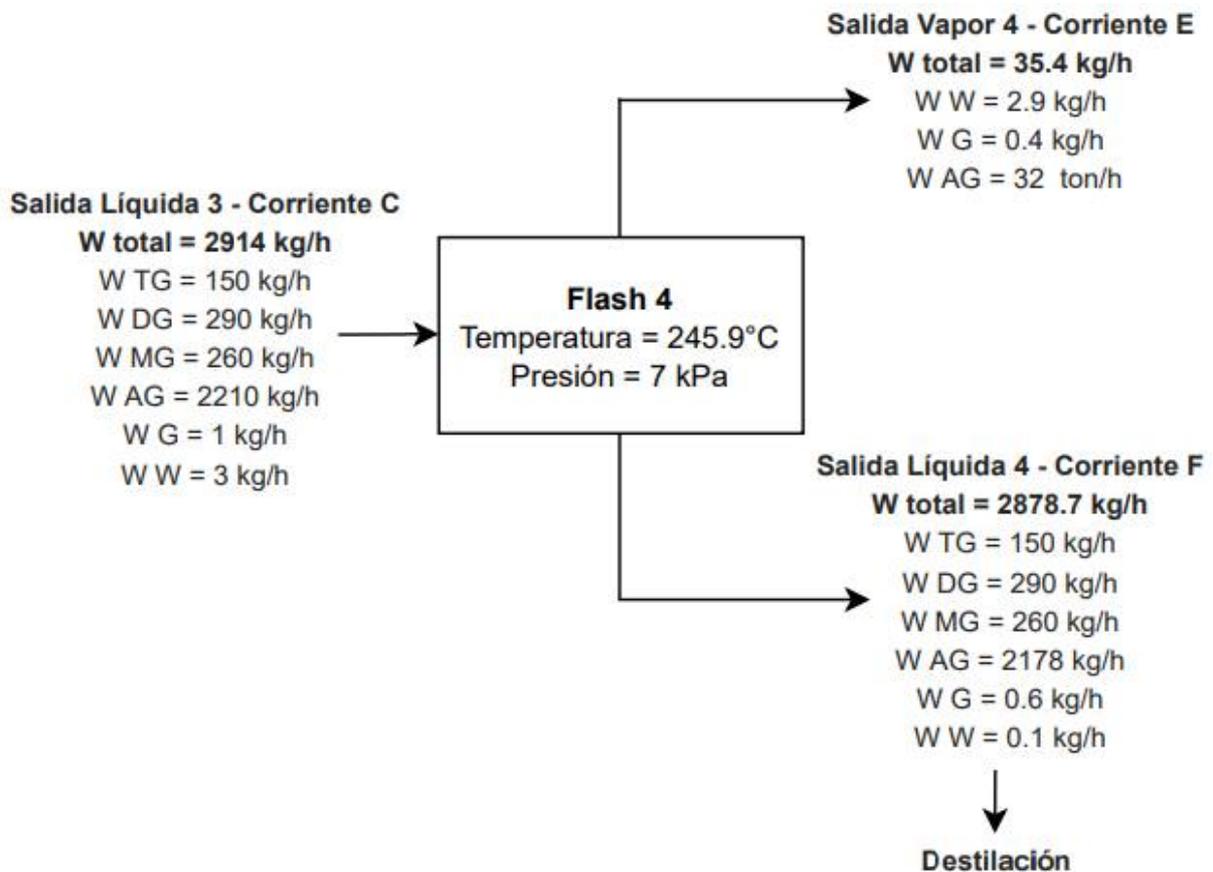


Figura 4-6. Diagrama cualitativo del tanque Flash 4 con sus correspondientes condiciones de operación y corrientes de salida y entrada.

En este punto, cabe aclarar que se considera que la corriente Alimentación se desairea por completo al pasar por el sistema de pretratamiento, compuesto por los dos tanques flash. Es decir, se supone que cualquier cantidad de aire presente en dicha corriente se elimina en su totalidad en las operaciones en cuestión.

Luego, a la salida del pretratamiento, la corriente F, se encuentra desaireada y deshidratada. Por tanto, se considera que se encuentra en condiciones para la operación de destilación.

4.3.4.2. Destilación (método corto)

Una vez obtenida la corriente F proveniente del pretratamiento, se simula la columna de destilación tal como se observa en la figura 4-7.

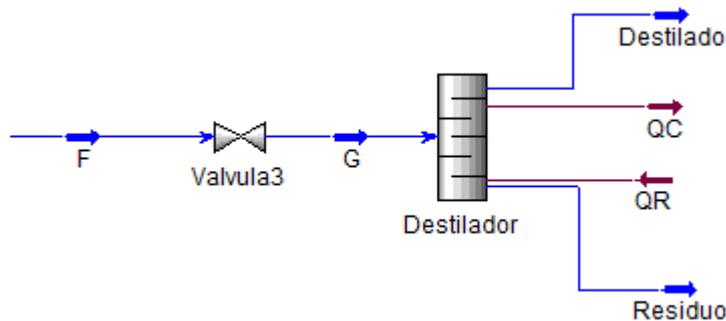


Figura 4-7. Diagrama de la simulación de la destilación (método corto).

El objetivo de la simulación mediante el método corto es obtener los valores semilla a partir de los cuales se realizará el método riguroso para el diseño de la columna de destilación real.

En primer instancia, se debe reducir la presión de la corriente F para que ingrese a la torre con la presión de operación. Para ello, se dispone de la válvula 3 como reductora de presión. Luego de esta despresurización, la corriente G ingresa al destilador.

Para llevar a cabo el método corto se debieron definir las siguientes variables:

- Clave liviano en el residuo
- Clave pesado en el destilado
- Presión del condensador
- Presión del reevaporador
- Relación de reflujo

Los componentes claves son aquellos que se recuperan parcialmente en el fondo y en el tope de la columna de acuerdo a lo especificado. El clave liviano es el componente de una mezcla que se espera que se encuentre predominantemente en el destilado, mientras que el clave pesado es aquel componente que luego de la destilación se encuentra mayoritariamente en el residuo. En este caso, estos compuestos son el ácido oleico y la monoleína, respectivamente.

Acorde a lo mencionado anteriormente, la presión de operación debe ser tal que las temperaturas alcanzadas a lo largo de la torre no superen los 260°C de modo de evitar la degradación y oxidación de los ácidos grasos. Para garantizar esto, se debe trabajar en vacío. Si bien la presiones obtenidas en bibliografía para destilaciones al vacío abarcan un amplio

rango, entre 1.3 y 133 mbar, al trabajar con compuestos muy sensibles a la temperatura como lo son los ácidos grasos, las presiones requeridas se encuentran en el extremo inferior de este espectro. A modo de prueba y error se fue modificando la presión de operación de la columna y se observó cómo evoluciona la temperatura de salida del reevaporador ya que, es aquí donde se encuentra la máxima temperatura del sistema.

Tabla 4-3. Efecto de la presión de operación en la temperatura del reevaporador.

<i>Presión [mbar]</i>	<i>Temperatura del reevaporador [°C]</i>
5	266.9
4	261.3
3	254.3
2	244.9
1	229.7

En la tabla 4-3 se observa que, a menores presiones, la temperatura de salida del reevaporador es menor, lo cual es congruente con lo esperado. A modo de seleccionar una presión de operación, se debe ponderar la temperatura de salida y qué tanto vacío se le debe proveer al sistema. En este sentido, la presión de operación elegida es de 2 mbar ya que es la máxima presión que permite tener un margen de seguridad (mayor a 10°C) respecto a la temperatura máxima permisible (260°C) en caso de alguna perturbación, sin la necesidad de trabajar a presiones aún más cercanas a cero.

En la tabla 4-4, se resumen los parámetros ingresados en el simulador para la simulación de la torre mediante el método corto.

Tabla 4-4. Condiciones de la destilación (método corto).

<i>Clave liviano en el residuo [frac. molar]</i>	0.001
<i>Clave pesado en el destilado [frac. molar]</i>	0.001
<i>Presión en el condensador [mbar]</i>	2
<i>Presión en el reevaporador [mbar]</i>	2

Al ingresar los datos de la tabla 4-4, el simulador devuelve los valores presentados en la tabla 4-5.

Tabla 4-5. Resultados obtenidos de la simulación.

Reflujo mínimo	0.05
Temp. Condensador [°C]	43.8
Temp. Reboiler [°C]	244.9

Finalmente, los valores observados en la tabla 4-5 son los que se utilizan como valores semillas en el método riguroso.

4.3.4.3. Destilación (método riguroso)

Una vez simulada la torre de destilación por el método corto, los resultados obtenidos se aplican a la simulación de la torre mediante el método riguroso a fin de obtener resultados más específicos y verosímiles.

A continuación, en la figura 4-8 se presenta un esquema de la simulación de la torre de destilación por el método riguroso.

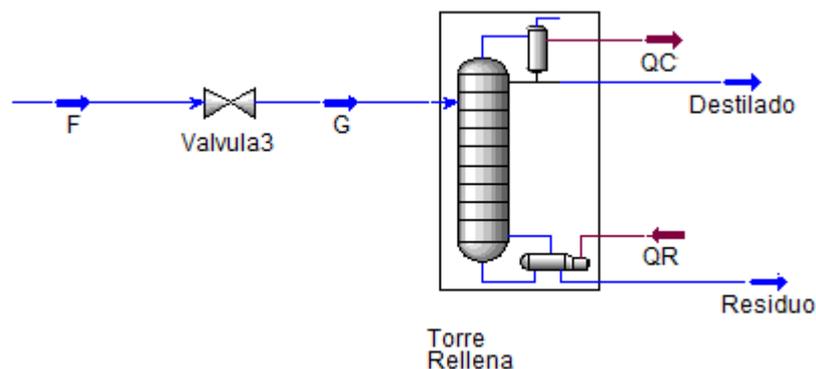


Figura 4-8. Esquema de la simulación de la torre de destilación por el método riguroso.

Al igual que la simulación por el método corto, la corriente F se despresuriza hasta 2 mbar, corriente G, por los mismos motivos mencionados previamente, relacionados con la máxima temperatura admisible en toda la operación con el fin de no deteriorar los ácidos grasos.

Posteriormente, se prueban distintas alternativas a fin de analizar el comportamiento de la torre de destilación. Para ello, se sigue el procedimiento que se enumera a continuación.

1. En el método corto, se modifica la relación de reflujo como una proporción del reflujo mínimo.

2. El método corto arroja, para un valor de reflujo, la cantidad de platos ideales y el plato óptimo por donde debe ingresar la alimentación (corriente G).
3. Estos valores (relación de reflujo, cantidad de platos ideales y plato óptimo de alimentación) se aplican al método riguroso, de donde se obtienen los diferentes parámetros que determinan la estructura y funcionamiento de la torre.

El procedimiento mencionado previamente, se lleva a cabo para distintos valores de relación de reflujo, a fin de determinar las mejores condiciones de operación. Los resultados obtenidos en cada caso se presentan en la tabla 4-6.

Tabla 4-6. Posibles alternativas constructivas y operativas de la torre de destilación.

	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5	Caso 6
<i>Factor proporcional a RRM (*)</i>	1.3	1.5	1.7	2	3	4
<i>Relación de Reflujo</i>	0.065	0.075	0.085	0.1	0.15	0.2
<i>N° de platos ideales</i>	16	14	14	13	11	10
<i>Plato óptimo de alimentación</i>	5	5	4	4	4	3
<i>Temperatura Destilado [°C]</i>	44	44	44	44	44	44
<i>Calor Condensador [kJ/h]</i>	1524000	1539000	1553000	1575000	1646000	1717000
<i>Temperatura Residuo [°C]</i>	246	246	246	246	246	246
<i>Calor Residuo [kJ/h]</i>	472500	486800	501100	522800	594200	665700
<i>Altura [m]</i>	11.2	9.8	9.8	9.1	7.9	7.2
<i>Diámetro [m]</i>	1.4	1.4	1.4	1.4	1.5	1.5
<i>HEPT [m]</i>	0.7	0.7	0.7	0.7	0.72	0.72
<i>Relleno - Flexipac (Metal Structured)</i>	Mellapak 125	Mellapak 125	Mellapak 125	Mellapak 125	Mellapak 125	Mellapak 125

(*) RRM, relación de reflujo mínimo.

En todos los casos presentados en la tabla 4-6, al ser resultados de la simulación de la torre de destilación por el método riguroso, se necesitan dos condiciones para cubrir los grados de libertad del sistema, ya habiendo definido previamente la cantidad de platos ideales y el plato óptimo de alimentación (valores obtenidos del método corto). Se elige que una de las

dos condiciones requeridas sea la relación de reflujo. En este sentido, se especifica que dicha relación sea un valor proporcional a la relación de reflujo mínimo obtenido a partir del método corto. Por su parte, se decide que la otra condición requerida sea la fracción másica de ácidos grasos en la corriente Destilado, dicho valor se fija en un valor de 0.99. Este valor se fundamenta en el objetivo con el que se aplica el proceso de destilación, es decir, obtener una corriente de destilado compuesta principalmente por ácidos grasos con la menor cantidad posible de compuestos de alto peso molecular (TG, DG y MG). Es por este motivo que, para cada caso presentado en la tabla 4-6, se cumple el requerimiento de que en la corriente Destilado la fracción másica de ácidos grasos es de $w_{AG} = 0.99$.

Cabe aclarar que, si bien se habla de ácidos grasos en cuanto al diseño de la torre de destilación, éstos fueron simulados considerando únicamente al ácido oleico, es decir, se supone que toda la distribución de ácidos grasos se ve representada por el ácido oleico.

Finalmente, teniendo en cuenta los resultados presentados en la tabla 4-6, se pueden analizar distintas cuestiones acerca del comportamiento de la torre y sus condiciones de operación. Las principales variables críticas de diseño son: el número de etapas teóricas (platos ideales) y la relación de reflujo.

- *Número de etapas teóricas.* A menor cantidad de platos ideales, menor es la altura del relleno y, por tanto, menor es la altura de la torre. Cuanto menor es la altura, menor es el costo fijo requerido para la construcción de la misma.
- *Relación de reflujo.* A mayor relación de reflujo, mayores son los caudales de vapor y líquido que circulan en la torre por lo que mayores son los calores intercambiados en el condensador y en el reboiler y, por tanto, mayores son los costos operativos que involucran tanto la impulsión como la refrigeración y calefacción de mayores caudales. Además, a mayor relación de reflujo y por tanto mayores caudales, mayor debe ser el diámetro de la torre a fin de evitar la inundación al trabajar con mayores caudales, por lo que el costo fijo también aumenta.

A su vez, hay otras cuestiones que pueden analizarse, como ser:

- *Relleno.* Para cada caso presentado en la tabla 4-6, se elige el relleno de menor área interfacial que no provoque inundación en la torre. Esta elección se basa principalmente en tomar un criterio conversador en cuanto a la transferencia de

masa. Cabe aclarar que las simulaciones se realizaron con un porcentaje máximo de inundación del 70%.

- *Temperatura de las corrientes de salida y calores involucrados.* En todos los casos presentados en la tabla 4-6, la temperatura del destilado y la correspondiente al residuo permanecen invariantes. Esto se debe a que, en todos los casos planteados, la composición de la corriente Destilado fue fijada ($w_{AG} = 0.99$) y, al tener una composición fija de la corriente de entrada a la torre, la composición de la corriente Residuo también queda inequívocamente determinada. Por ende, la temperatura a la cual se llega a la composición determinada, tanto en el condensador como en el reevaporador, es única ya que corresponde a sistemas en equilibrio.
- *Tiempo de residencia.* El tiempo de residencia es menor cuanto menor es la cantidad de platos pero, a su vez, es mayor cuanto mayor es la relación de reflujo.
- *Estructura.* En general, una torre de destilación es justamente una torre, es decir, una estructura esbelta. Es por este motivo que se debe tener en cuenta que el diámetro debe ser menor a la altura de la misma.

Finalmente, al tener en cuenta todas las variables analizadas previamente, se considera que la mejor relación entre el número de etapas ideales y la altura/diámetro de la torre de destilación viene dada por una relación de reflujo que es el doble de la relación de reflujo mínima (Caso 4).

A continuación, en la tabla 4-7, se presenta el resumen de condiciones de operativas y constructivas de la torre considerando el Caso 4. Posteriormente, en la figura 4-9, se presenta un diagrama cualitativo de la torre de destilación con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

Tabla 4-7. Resumen de condiciones operativas y constructivas del Caso 4.

Torre rellena de destilación continua al vacío			
<i>Relación de reflujo</i>	0.1	<i>Número de platos ideales</i>	13
<i>Plato óptimo alimentación</i>	4	<i>Presión operación [mbar]</i>	2
<i>Presión condensador [mbar]</i>	2	<i>Presión reboiler [mbar]</i>	2
<i>Calor condensador [kJ/h]</i>	1575000	<i>Calor reboiler [kJ/h]</i>	522800
<i>Altura [m]</i>	9.1	<i>Diámetro [m]</i>	1.4

<i>HETP [m]</i>	0.7	<i>Relleno - Flexipack (Metal Structured)</i>	Mellapak 125
-----------------	-----	---	-----------------

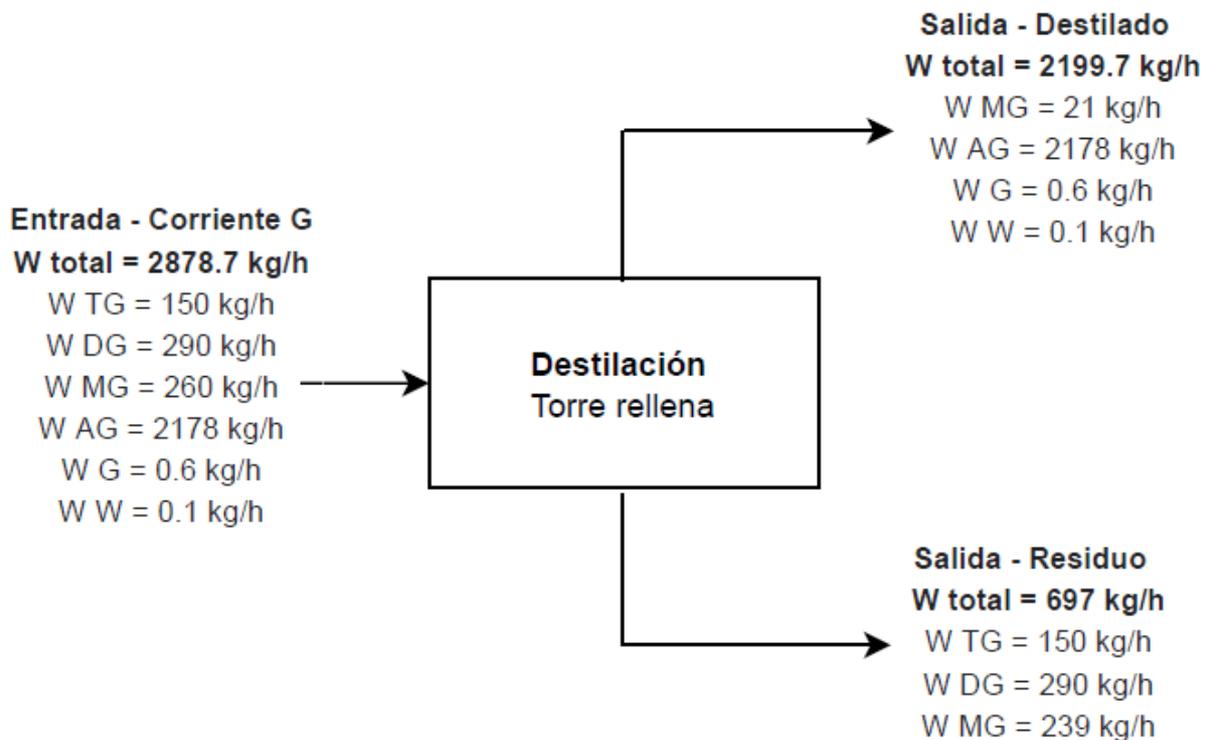


Figura 4-9. Diagrama cualitativo de la torre rellena de destilación con sus correspondientes corrientes de salida y entrada.

4.3.4.4. Obtención mezcla MG y DG

En este punto, ya definidas las corrientes de salida de la operación de destilación, se recuerda lo supuesto en los Capítulos 2 y 3 del presente proyecto con respecto al reciclaje de la salida Residuo del destilador. Dicha corriente se añade a la corriente que sale del decantador del sistema de Glicerólisis a fin de conseguir cumplir con las especificaciones aceptadas de la mezcla comercial de mono y diglicéridos.

A continuación, en la figura 4-10, se presenta el diagrama cualitativo de la operación de decantación del sistema de glicerólisis estudiado en el Capítulo 3, con sus respectivas corrientes de entrada y salida, considerando ahora la adición de la corriente Residuo que sale de la operación de destilación en el sistema de purificación de ácidos grasos.

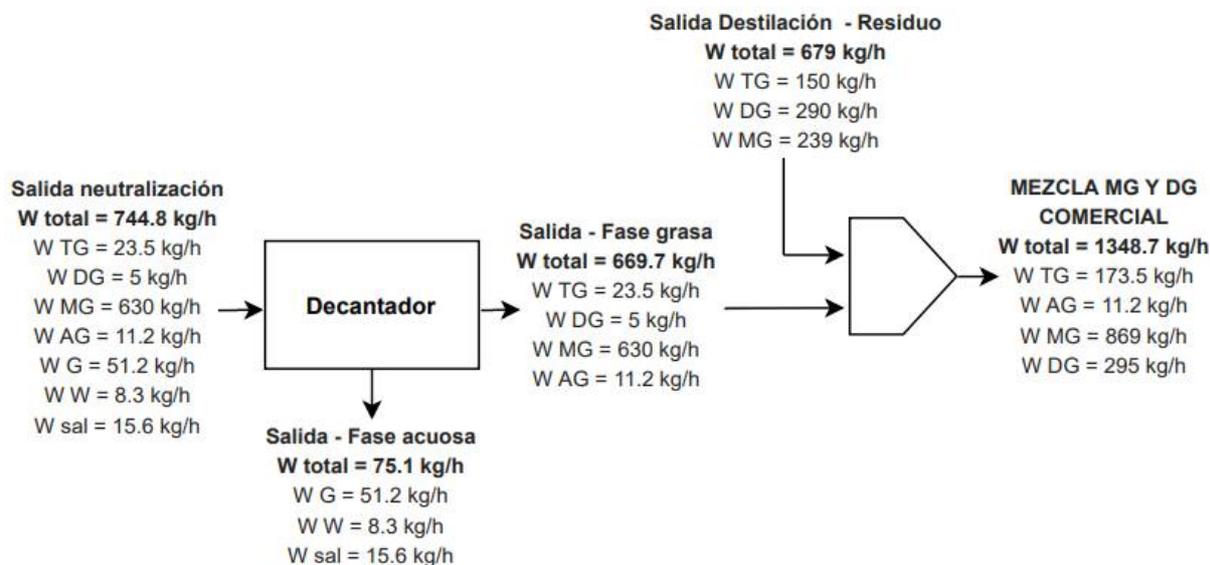


Figura 4-10. Diagrama cualitativo de la adición de corriente Residuo (perteneciente al sistema de purificación de ácidos grasos) a la fase grasa que sale del decantador (perteneciente al sistema de glicerólisis).

Al adicionar la corriente Residuo a la fase grasa que sale del decantador, se obtiene la mezcla comercial de mono y diglicéridos. La composición másica y las especificaciones requeridas de dicha mezcla se presentan en la tabla 4-8.

Tabla 4-8. Comparación de resultados obtenidos con especificaciones.

Compuesto	Composiciones másicas obtenidas [%]	Especificaciones másicas [%]
MG	64.4	55 - 65
DG	21.9	20 - 25
Impurezas (TG+AG)	13.7	10 - 20

A partir de lo analizado en el Capítulo 3 y los datos presentados en la tabla 4-8, se puede concluir que, si bien la corriente oleosa que sale del decantador no cumple con las especificaciones requeridas, el agregado de la corriente Residuo (corriente rica en TG, DG y MG) a la misma da por resultado una mezcla de glicéridos que posee valor comercial al cumplir con los requisitos especificados.

4.3.5. Sistema de vacío

A manera de generar vacío dentro de la columna de destilación, se propone el uso de eyectores. Los eyectores son bombas fluidodinámicas que emplean la energía de un fluido, generalmente vapor, para comprimir un gas a baja presión. Este tipo de sistemas está

compuesto principalmente por eyectores y condensadores, o por una combinación de los mismos con bombas mecánicas tales como las bombas de vacío de anillo líquido.

Su funcionamiento se basa en la transmisión de energía generada por la expansión de un fluido motriz para crear un vacío. La velocidad generada en la cámara de aspiración del equipo, genera un efecto de arrastre que permite la succión de fluidos a partir de la boquilla de succión.

Los eyectores tienen tres conexiones principales, las cuales se esquematizan en la figura 4-11.

- Entrada de fluido motriz, a presión elevada.
- Entrada de fluido de aspiración o succión, a presión más baja.
- Descarga de la mezcla del fluido de aspiración y del fluido motriz, a una presión intermedia.

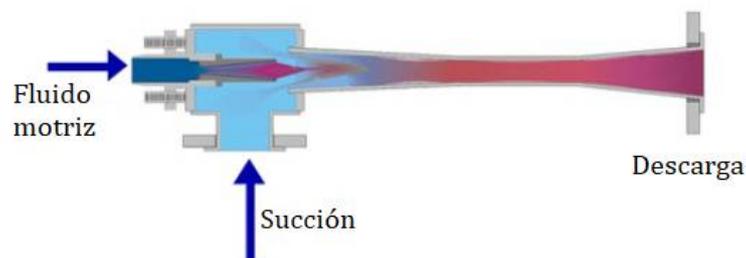


Figura 4-11. Esquema simplificado de un eyector.

El fluido motriz más utilizado es el vapor de agua. Este es de bajo costo, con alta disponibilidad y es fácilmente recuperable con la implementación de condensadores. Para garantizar un buen rendimiento de los eyectores, se debe utilizar vapor sobrecalentado, libre de partículas de agua líquida.

Los condensadores deben ser colocados entre las etapas de los eyectores y su propósito es condensar la mayor cantidad de gases condensables y vapor de agua como sea posible, lo cual permite un ahorro de energía respecto al consumo de vapor y, a su vez, permite reducir al mínimo la carga que circula aguas abajo del intercondensador.

Generalmente, la utilización de múltiples etapas se justifica cuando las presiones de aspiración están por debajo de los 100 mbar, lo cual es coincidente con la propuesta del presente proyecto. En la figura 4-12, se puede observar la cantidad de etapas necesarias de acuerdo a la presión requerida. Definida la presión de operación de la columna como 2 mbar

(1.5 mmHg), se puede determinar que la cantidad de etapas necesarias para el sistema de eyectores es de 4.

A su vez, se debe considerar un eyector extra para generar vacío en el evaporador del sistema de pretratamiento de la corriente que ingresa a la torre de destilación, simulado como una torre flash (Flash 4). Dicho equipo opera a una presión levemente superior (70 mbar) en comparación con la presión de operación de la torre de destilación. En este caso, para llegar a la presión de diseño se debe utilizar un eyector de 2 etapas.

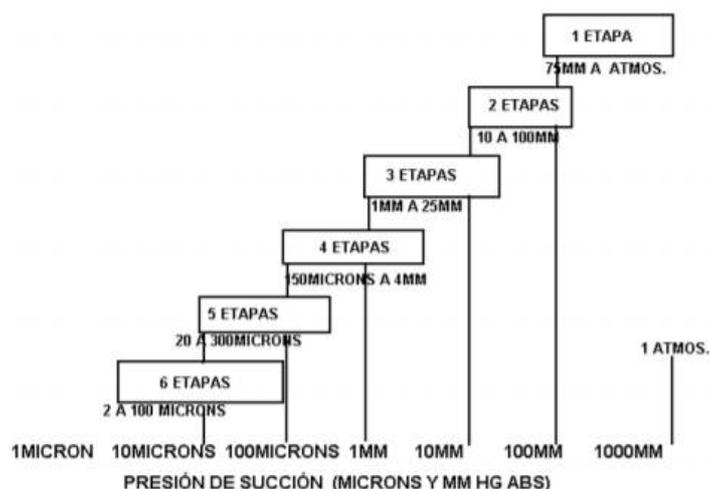


Figura 4-12. Número de etapas del sistema de eyectores de acuerdo a la presión de succión.

4.4. Fraccionamiento en seco

Luego de realizar la destilación de los ácidos grasos, se procede al fraccionamiento en seco de los mismos. La cristalización fraccionada o fraccionamiento en seco es un proceso de purificación de ácidos grasos que se basa principalmente en la capacidad de los aceites y las grasas de formar cristales. Consiste en una cristalización controlada realizada acorde con un programa específico de enfriamiento seguido de una separación mecánica en donde se obtienen dos fracciones: una con alto punto de fusión y otra con bajo punto de fusión, en este caso, ácido esteárico y ácido oleico respectivamente.

El fraccionamiento en seco se convirtió en una operación muy implementada en la industria oleoquímica debido a sus características. Es un proceso simple en el cual los productos obtenidos no necesitan tratamientos posteriores volviéndose así un proceso más económico que otros métodos de separación, con menores costos de operación. A su vez, es un proceso completamente reversible, no conlleva pérdidas de grasa durante la operación, no se utilizan compuestos químicos y no produce efluentes. Estos últimos factores no sólo contribuyen a

que el proceso sea sumamente rentable sino a que la tecnología del proceso sea natural y por ende el mismo sea ecológico.

El proceso está comprendido por dos etapas principales: en primer lugar, una cristalización la cual generalmente es un proceso continuo y, en segundo lugar, una separación que puede operarse por lotes o en forma continua.

Es necesario que las condiciones de operación de cada una de las etapas estén perfectamente determinadas de acuerdo a la materia prima que se procese y de los productos finales que se desean obtener. A continuación, se detalla cada una de las dos etapas.

4.4.1. Cristalización

El primer proceso que se lleva a cabo para fraccionar los ácidos grasos es la cristalización. Se elige esta técnica ya que se busca la separación de ácidos grasos con igual número de carbonos pero diferente grado de insaturación, es decir, diferente número de átomos de hidrógeno, como lo son el ácido esteárico y el oleico.

4.4.1.1. Aspectos importantes de la cristalización

A fin de seleccionar el sistema adecuado para la cristalización es necesario tener en cuenta diferentes aspectos. Por un lado, se debe destacar la importancia de la selectividad en el proceso de cristalización. Por otro lado, se debe diseñar el cristizador de manera que haya un control de temperatura de operación, la agitación sea eficiente y la transferencia de calor sea rápida.

En primer lugar, debido al polimorfismo de las grasas y a la intersolubilidad de los distintos componentes sólidos, el proceso de cristalización resulta complejo. La forma cristalina deseada es la 'β', ya que permite que la etapa de separación resulte más sencilla por ser cristales firmes y de tamaño esférico uniforme. Si se logra que la grasa cristalice en la forma indicada, la etapa de separación posterior se llevará a cabo con facilidad y se obtendrán mejores resultados.

En segundo lugar, es clave la selectividad durante la etapa de cristalización, y su éxito depende directamente del control de las variables o parámetros de cristalización durante el enfriamiento.

Para comprender el grado de incidencia de cada una de las variables en el resultado final se explican, a continuación, las diferentes etapas en las que se divide la cristalización.

4.4.1.1.1. Formación de núcleos

Para comenzar el proceso se debe calentar la materia grasa en un homogeneizador hasta una temperatura mayor a la de su punto de fusión, de manera tal de fundir todos los cristales de la fase sólida. Con ello se logra que la formación de núcleos esté determinada por factores externos como el control de la temperatura de enfriamiento, curva de enfriamiento que depende de la materia prima, del producto final y del diseño del cristalizador.

La formación de núcleos se lleva a cabo cuando las condiciones de presión y temperatura son las necesarias para que la grasa fundida esté superenfriada.

4.4.1.1.2. Crecimiento del cristal

Las variables que determinan la velocidad de crecimiento de los cristales, luego de la formación de los núcleos, son la temperatura y la viscosidad. Una vez que comienzan a crecer los cristales de la fase sólida, aumenta progresivamente la viscosidad del sistema, lo cual afecta a la transferencia de calor. Por esta razón, el equipo donde se lleva a cabo la cristalización debe poseer un sistema de agitación continua, que pueda ser ajustado dependiendo de la etapa del proceso y el producto que se desea obtener. La agitación permite mantener condiciones homogéneas dentro del cristalizador y, por lo tanto, que la cristalización se lleve a cabo de manera continua y uniforme. El sistema de agitación debe tener una geometría que asegure una mezcla óptima. Una agitación adecuada favorece la transferencia de masa y de calor en la grasa y mantiene en suspensión los cristales. Una agitación fuerte puede conducir a la fragmentación y un tamaño heterogéneo de los cristales formados.

Las dos etapas mencionadas anteriormente se deben diseñar de forma tal de lograr que la fase cristalina sea uniforme y de elevada resistencia al estrés mecánico. Estas dos características son fundamentales para el éxito de la etapa de separación y del proceso en general. Si la formación de los núcleos durante la iniciación se realiza de forma controlada, bajo condiciones establecidas previamente según la curva de enfriamiento del producto, la selectividad de la cristalización será óptima, y esto facilitará la etapa posterior. Cabe mencionar que la selectividad también está determinada por las características técnicas del

equipo cristizador, la geometría y los parámetros utilizados, la forma en que se transfiere la temperatura y la homogeneidad del sistema durante el proceso.

4.4.1.2. Selección del sistema de cristalización y de las condiciones de operación

A fin de determinar las características del sistema de cristalización es necesario conocer las condiciones de la corriente que ingresa al equipo, que corresponde a la corriente rica en ácidos grasos que sale de la torre de destilación, corriente Destilado (figura 4-9). En la tabla 4-9, se reescribe la composición másica de dicha corriente.

Tabla 4-9. Composición másica de la corriente Destilado, alimentación del sistema de cristalización.

Compuesto	Caudal másico [kg/h]	Porcentaje másico [%]
Ácidos grasos	2178	99
Monoglicéridos	21	0.95
Agua	0.1	0.02
Glicerol	0.6	0.03
TOTAL	2199.7	100

Como se puede observar en la tabla 4-9, los ácidos grasos representan un 99% en masa de la corriente analizada, el resto se consideran impurezas. Para el diseño y selección de las condiciones de operación del cristizador, se supone que dichas impurezas no modifican el equilibrio sólido-líquido y, por tanto, no se consideran a fin de simplificar los cálculos. Sin embargo, las mismas son consideradas para el balance de masa total del sistema de purificación de los ácidos grasos.

Luego, se aplica a la corriente Destilado la distribución de ácidos grasos presente en el sebo vacuno a fin de conocer la cantidad de cada tipo de ácido graso presente en la misma. En la tabla 4-10, se reescribe la composición másica de cada componente en el sebo y, por tanto, en la corriente Destilado y se presentan los correspondientes caudales másicos para esta última.

Tabla 4-10. Composiciones másicas de la corriente de ácidos grasos destilados.

Ácido graso	Porcentaje másico [%]	Caudal másico en corriente Destilado [kg/h]
Esteárico	27	588
Oleico	42	915

<i>Palmítico</i>	23	501
<i>Mirístico</i>	4	87
<i>Linoleico</i>	2	43.5
<i>Linolénico</i>	2	43.5
TOTAL	100	2178

A fin de determinar las condiciones de operación del equipo de cristalización, se debe tener en cuenta determinados aspectos. Para poder determinar la temperatura de operación, se debe contar con información del equilibrio entre las fases de interés. En la figura 4-13 se puede observar las curvas de equilibrio de fases entre el ácido esteárico y el ácido oleico provenientes del sebo. En el mismo, se puede ver la relación másica entre las fases saturada e insaturada y su dependencia con la temperatura.

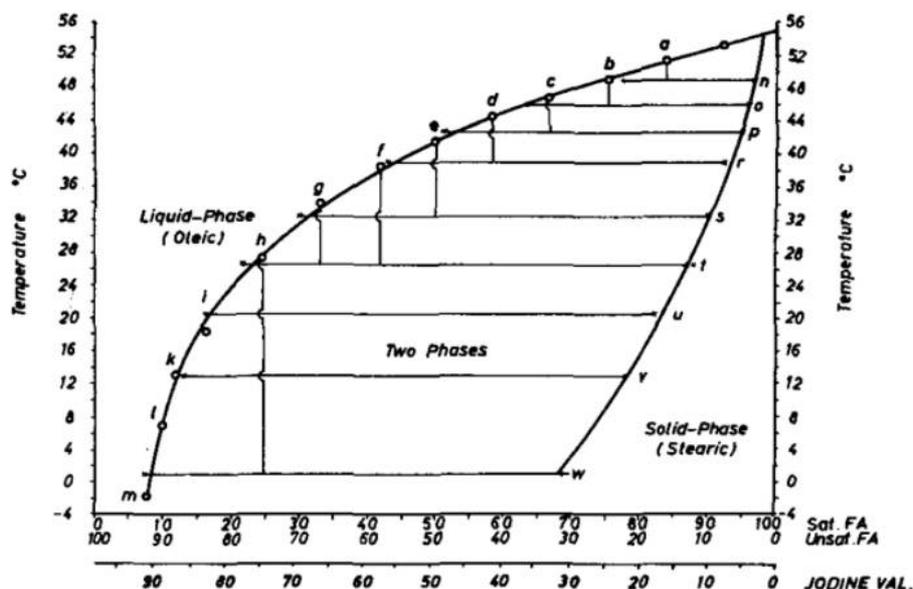


Figura 4-13. Diagrama de fases de ácido oleico y esteárico provenientes del sebo vacuno a $P=1$ atm.

Si bien la corriente de proceso en la cristalización está compuesta por los ácidos grasos detallados en la tabla 4-10, para poder determinar la temperatura final del enfriamiento a partir de la figura 4-13, se considera que dicha corriente está conformada únicamente por dos grupos de ácidos: saturados e insaturados. El primer grupo, los saturados, agrupa al ácido esteárico, palmítico y mirístico. El segundo grupo, los insaturados, agrupa al ácido

oleico, linoleico y linolénico. De esta manera, se recalculan las composiciones en base a esos dos únicos grupos, resultando lo observado en la tabla 4-11.

Tabla 4-11. Composiciones utilizadas para la selección de la temperatura de operación.

Grupo	Caudal másico en la corriente Destilado [kg/h]	Fracción másica
<i>Saturado</i> (ac. esteárico, palmítico, mirístico)	1176	0.54
<i>Insaturado</i> (ac. oleico, linoleico, linolénico)	1002	0.46
TOTAL	2178	1

Las curvas de equilibrio de fases presentadas en la figura 4-13 se encuentran a presión atmosférica. Al considerar dicha información, se define la presión de trabajo del equipo de cristalización en 1 bar.

Por su parte, la corriente Destilado (figura 4-9), rica en ácidos grasos y alimentación del sistema de purificación, abandona la torre de destilación a una temperatura de 44°C y una presión de 2 mbar. Por tanto, la corriente debe ser presurizada hasta 1 bar previo a su entrada al equipo de cristalización.

Si se entra al gráfico de la figura 4-13, que se encuentra a presión atmosférica, con una temperatura de 44°C y con la composición detallada en la tabla 4-11, se puede observar que la corriente se encuentra completamente en fase líquida. Es por este motivo que, además de la presurización, no se considera necesario ningún otro tratamiento previo para la alimentación del cristizador.

Luego, al considerar las especificaciones requeridas para los productos finales presentadas al comienzo del capítulo (tabla 4-1), se fija una única etapa de cristalización a una temperatura de operación de 24°C.

A partir del diagrama de la figura 4-13, se puede determinar las composiciones finales de los productos de la operación de cristalización. Para ello, se ingresa con las composiciones másicas de la mezcla especificadas en la tabla 4-11 y se realiza un enfriamiento controlado hasta la temperatura final determinada (24°C). Este procedimiento se puede observar en la figura 4-14.

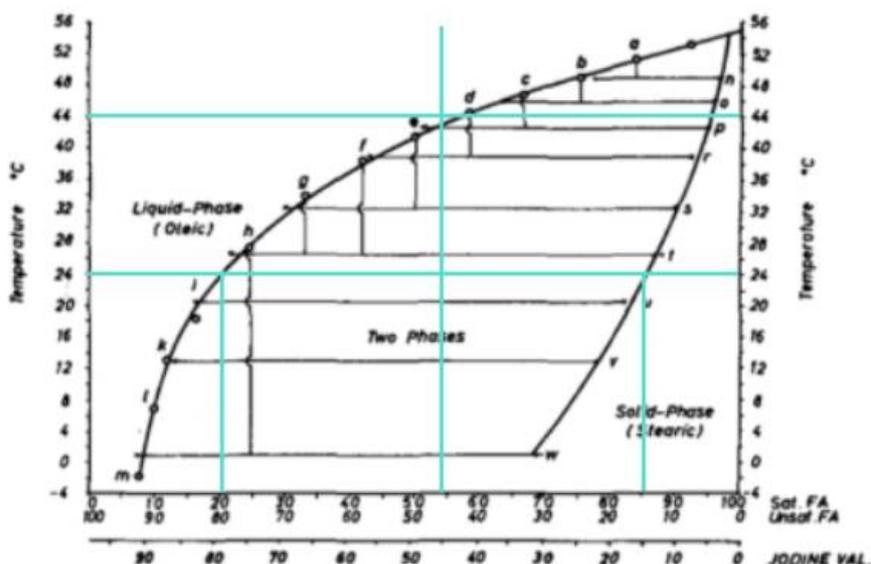


Figura 4-14. Diagrama de fases de ácido oleico (grupo insaturado) y esteárico (grupo saturado) provenientes del sebo vacuno a P=1 atm.

4.4.1.3. Balance de masa en el cristalizador

A continuación, se plantea el balance de masa total y para el grupo de ácidos insaturados en el cristalizador a fin de determinar el caudal másico de líquido y sólido que posteriormente pasan a la etapa de filtración.

$$F = L + S \quad (4-1)$$

$$F x_{\text{insaturados}, F} = L x_{\text{insaturados}, L} + S x_{\text{insaturados}, S} \quad (4-2)$$

Donde

F : caudal másico de entrada al cristalizador

L : caudal másico de la fase líquida a la salida del cristalizador

S : caudal másico de la fase sólida a la salida del cristalizador

$x_{\text{insaturados}, F}$: fracción másica del grupo insaturado en la corriente de entrada

$x_{\text{insaturados}, L}$: fracción másica del grupo insaturado en la fase líquida

$x_{\text{insaturados}, S}$: fracción másica del grupo insaturado en la fase sólida

A partir del gráfico de la figura 4-14 se obtienen las composiciones observadas en la tabla 4-12.

Tabla 4-12. Fracciones másicas del grupo saturado y del grupo insaturado en la fase líquida y en la fase sólida.

Fase líquida		Fase sólida	
Grupo insaturado	0.8	Grupo insaturado	0.15

<i>Grupo saturado</i>	0.2	<i>Grupo saturado</i>	0.85
-----------------------	-----	-----------------------	------

Al utilizar las expresiones (4-1) y (4-2) se obtiene un sistema de ecuaciones de donde se despejan los caudales máscicos de la fase líquida y sólida, L y S respectivamente. Utilizando los valores de tabla 4-11 y de la tabla 4-12, para un valor de caudal máscico de entrada al cristizador de 2178 kg/h, se obtienen los siguientes resultados. Cabe destacar que, en este punto, el caudal máscico de entrada no considera las impurezas.

$$L = 1039 \text{ kg/h}$$

$$S = 1139 \text{ kg/h}$$

Una vez determinadas las composiciones de salida del sistema binario (grupo saturado - grupo insaturado), es necesario obtener las composiciones del sistema multicomponente real. De esta manera, partiendo de la distribución original de los ácidos grasos en la corriente Destilado de la tabla 4-10, se recalculan las fracciones máscicas de cada ácido graso dentro de cada grupo.

Tabla 4-13. Fracciones máscicas de los ácidos grasos tanto en el grupo saturado como en el grupo insaturado.

<i>Grupo saturado</i>		<i>Grupo insaturado</i>	
<i>Ácido graso</i>	<i>Porcentaje máscico [%]</i>	<i>Ácido graso</i>	<i>Porcentaje máscico [%]</i>
<i>Esteárico</i>	50	<i>Oleico</i>	91.4
<i>Palmítico</i>	42.6	<i>Linoleico</i>	4.3
<i>Mirístico</i>	7.4	<i>Linolénico</i>	4.3

Luego, al tener en cuenta que las impurezas están conformadas por monoglicéridos, agua y glicerol, componentes cuyo punto de fusión es menor a 24°C a presión atmosférica, se considera que dichas impurezas salen por completo del cristizador junto a la fase líquida. Con dicha suposición y a partir de los datos presentados en las tablas 4-12 y 4-13, se puede obtener la distribución máscica de cada una de las fases obtenidas, valores que se observan en la tabla 4-14.

Tabla 4-14. Fracciones másicas y molares de los ácidos grasos en la fase saturada e insaturada obtenidas.

<i>Fase</i>	<i>Caudal másico [kg/h]</i>	<i>Grupo</i>	<i>Caudal másico [kg/h]</i>	<i>Ácido graso</i>	<i>Caudal másico [kg/h]</i>	<i>Porcentaje másico [%]</i>
<i>Sólida</i>	1139	<i>Insaturado</i>	170.85	<i>Oleico</i>	156.2	13.7
				<i>Linoleico</i>	7.3	0.65
				<i>Linolénico</i>	7.3	0.65
		<i>Saturado</i>	968.15	<i>Esteárico</i>	484.1	42.5
				<i>Palmítico</i>	412.4	36.2
				<i>Mirístico</i>	71.7	6.3
<i>Subtotal</i>	1139		1139		1139	100
<i>Líquida</i>	1039	<i>Insaturado</i>	831.2	<i>Oleico</i>	759.7	71.6
				<i>Linoleico</i>	35.7	3.4
				<i>Linolénico</i>	35.7	3.4
		<i>Saturado</i>	207.8	<i>Esteárico</i>	103.9	9.8
				<i>Palmítico</i>	88.5	8.3
				<i>Mirístico</i>	15.4	1.5
<i>Impurezas</i>	21.7	<i>Impurezas</i>	21.7	<i>Impurezas</i>	21.7	2
<i>Subtotal</i>	1060.7		1060.7		1060.6	100

En la figura 4-15, se presenta un diagrama cualitativo de la operación de cristalización con sus correspondientes corrientes de entrada y salida, y los caudales másicos de sus respectivos componentes.

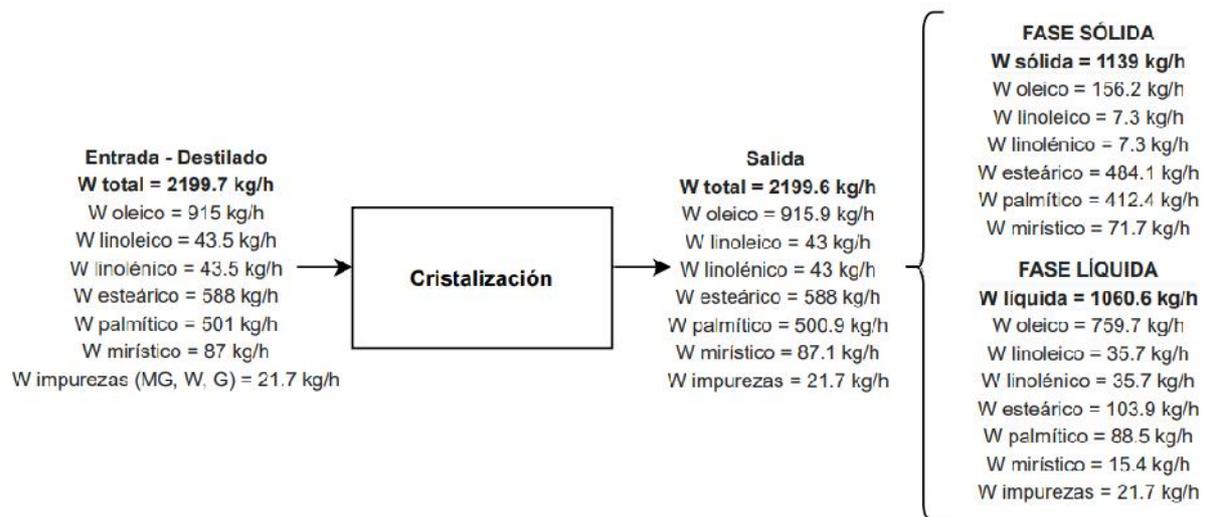


Figura 4-15. Diagrama cualitativo de la operación de cristalización con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

4.4.1.4. Selección del cristalizador

La elección del equipo utilizado en la cristalización depende de aspectos tales como las condiciones de operación, el tipo y tamaño de los cristales, las características físicas y químicas de la alimentación, la resistencia a la corrosión, si se consideran etapas posteriores, entre otros.

Luego de un análisis entre diferentes fuentes bibliográficas, teniendo en cuenta las aplicaciones industriales de los distintos tipos de cristalizadores y considerando los aspectos enumerados anteriormente se propone utilizar un equipo de doble tubo con raspadores. Se elige una operación continua debido a la magnitud del caudal a procesar. Este tipo de cristalizador permite optimizar la transferencia de calor involucrada en el proceso de enfriamiento. El agua de enfriamiento pasa por el espacio anular. Un agitador interno es adaptado con raspadores de resorte que limpian la pared y proporcionan un buen coeficiente de transferencia de calor. La rotación a baja velocidad del agitador en espiral mantiene los cristales en suspensión. Las aspas pasan cerca de las paredes y rompen los depósitos que se forman en la superficie de enfriamiento.

En la figura 4-16 y 4-17 se puede observar un esquema del equipo a utilizar.

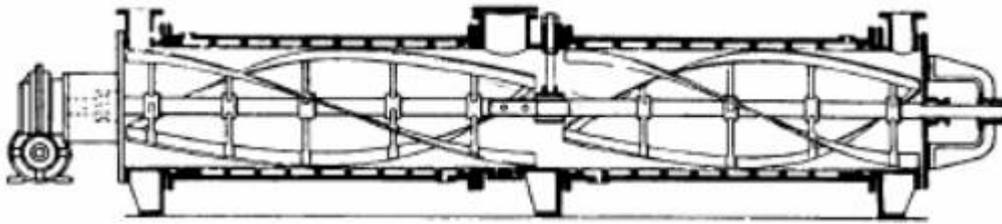


Figura 4-16. Vista lateral del cristizador de doble tubo con raspadores.

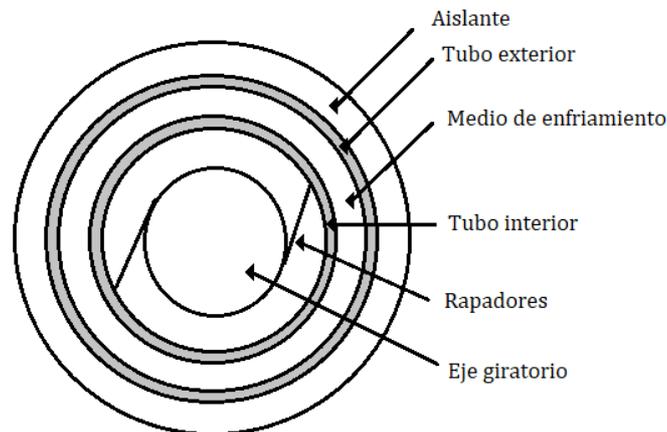


Figura 4-17. Corte transversal del cristizador de doble tubo con raspadores.

4.4.2. Separación

El resultado del fraccionamiento en seco no sólo está determinado por el proceso de cristalización sino que también por la etapa de separación posterior. Por ende, una vez finalizada la cristalización, la fracción sólida y la líquida deben ser separadas para terminar el proceso. Una separación efectiva de las fases implica una mejor calidad de los productos obtenidos. Debido a las características físicas de ambas fases, la separación se realiza por filtración. Esta es una operación mecánica, por lo cual el resultado depende mayormente de las características técnicas y del tipo de filtro utilizado.

La mayoría de los equipos de filtración, sean continuos o discontinuos, trabajan en cuatro ciclos detallados a continuación.

- *Formación de la torta.* La magnitud del material depositado en el medio filtrante depende del gradiente de presión, de la concentración de la suspensión y del tiempo de succión. En este ciclo hay un flujo continuo de filtrado a través del medio filtrante y de la torta.
- *Lavado de la torta.* La necesidad de lavar la torta depende del objetivo que se busca alcanzar con el proceso de filtración. El lavado busca eliminar impurezas de la torta o recuperar líquidos valiosos. El tipo de líquido utilizado para realizar el lavado depende

de la naturaleza de la alimentación. En esta etapa se debe calcular la cantidad mínima del líquido necesario para poder desplazar el líquido original de los poros y el tiempo necesario de la operación.

- *Secado de la torta.* Es aquella etapa en que el agua retenida en los poros de la torta es desplazada soplando aire o succionando aire de la atmósfera. Para controlar esta etapa es necesario conocer la cantidad de agua retenida en los poros.
- *Descarga de la torta.* El desprendimiento de la torta y su descarga es de gran importancia para lograr una operación eficiente. En el caso de filtración al vacío, la descarga es muy simple y consiste en raspar las telas y eliminar el producto por gravedad. En el caso de filtración a presión o filtración hiperbárica, la descarga se dificulta por la necesidad de mantener la presión en la cámara, de modo que es necesario tener válvulas que permitan presurizar y despresurizar la zona de descarga en ciclos controlados.

4.4.2.1. Selección del tipo de filtro

La selección del equipo filtrante en esta etapa se basa en elegir un filtro que permita obtener las especificaciones requeridas para los productos finales. Luego de una revisión bibliográfica, se analizan ventajas y desventajas que diferentes tipos de filtros presentan en su uso para este tipo de separaciones.

De acuerdo a lo utilizado industrialmente para separaciones sólido-líquido, se implementa un filtro prensa de membrana. Este consiste en un sistema de filtración que funciona en base a un gradiente de presión.

Los filtros prensa de membrana poseen una gran área de filtrado en un pequeño volumen lo cual lo vuelve más económico que otros métodos. Frente a otros tipos de filtros, esta técnica posee mayor eficiencia de separación ya que presenta alta retención de sólidos, mayor tolerancia a los cambios de morfología del cristal, mayor protección contra la oxidación, mayor rapidez de filtración y menor consumo de energía. Se manejan con facilidad, son versátiles y de operación flexible y se pueden utilizar altas presiones si es necesario, con soluciones viscosas o cuando la torta de filtro tiene una gran resistencia. Presentan una larga vida útil con bajo mantenimiento.

La filtración utilizando el filtro prensa de membrana es un proceso semicontinuo. Está compuesto por una serie de placas y marcos alternados con una membrana filtrante a cada lado de las placas. Las placas tienen incisiones en forma de canales para drenar el filtrado.

Las placas y los marcos se sitúan verticalmente en un bastidor metálico, con membranas cubriendo las caras de cada marco, y se acoplan estrechamente entre sí por medio de un tornillo o una prensa hidráulica. La suspensión entra a presión por un extremo del ensamblaje de placas y marcos. Pasa a través de un canal que recorre longitudinalmente el ensamblaje por una de las esquinas de las placas y marcos. También existen canales auxiliares para llevar la suspensión desde el canal de entrada hasta cada una de las placas. Los sólidos se depositan sobre las membranas que recubren las caras de las placas. El líquido pasa a través de las membranas, desciende por los canales de las caras de las placas y sale del filtro prensa. La filtración continúa hasta que ya no sale líquido por el tubo de descarga o bien aumenta bruscamente la presión de filtración. Esto ocurre cuando las placas se llenan de sólido y ya no se puede procesar más suspensión. En ese punto, se puede pasar líquido de lavado para eliminar las impurezas solubles contenidas en los sólidos y, a continuación, insuflar aire o vapor de agua para desplazar la mayor parte de líquido residual. Se abre entonces la prensa y se retira la torta de sólidos, pasándola a un transportador hasta un depósito de almacenamiento.

En la figura 4-18 se puede observar un filtro prensa de membrana industrial.



Figura 4-18. Filtro prensa de placas y marcos.

4.4.2.2. Condiciones de operación del proceso de separación

Luego de la selección del equipo a utilizar para la separación de los ácidos grasos, se definen las condiciones de operación del mismo. A mayor presión, se obtiene un mayor rendimiento del proceso de separación. Los rangos de presión de operación industrial van desde 15 bar hasta 30 bar. A fin de obtener una eficiencia de separación del 90% para el proceso de

filtración, se selecciona una presión de operación de 30 bar con un espesor de torta de 25 mm.

En base a las condiciones de separación elegidas, se obtienen las composiciones de los productos finales, las cuales se pueden observar en la tabla 4-15. En este punto, cabe aclarar que la fase sólida obtenida en la operación de cristalización corresponde al ácido esteárico comercial y la fase líquida, al ácido oleico comercial. En este sentido, se supone que la eficiencia del 90% en el equipo de filtración implica que el 10% en masa de la fase líquida queda retenida en la fase sólida (la torta).

Tabla 4-15. Distribución de ácidos grasos en los productos finales obtenidos luego de la filtración.

Ácido graso	Ácido oleico comercial		Ácido esteárico comercial	
	Caudal másico [kg/h]	Porcentaje másico [%]	Caudal másico [kg/h]	Porcentaje másico [%]
Oleico	683.7	71.6	232.2	18.6
Esteárico	93.5	9.8	494.5	39.7
Palmítico	79.7	8.3	421.3	33.8
Mirístico	13.9	1.5	73.1	5.9
Linoleico	32.1	3.4	10.9	0.9
Linolénico	32.1	3.4	10.9	0.9
Impurezas	19.5	2	2.2	0.2
TOTAL	954.5	100	1245.1	100

Al analizar los resultados presentados en la tabla 4-15, se puede observar que los productos obtenidos se encuentran dentro de los rangos establecidos para las especificaciones de los productos comerciales definidas al principio del capítulo en la tabla 4-1.

Luego, en la figura 4-19, se presenta un diagrama cualitativo de la operación de filtración con sus respectivas corrientes de entrada y salida, con los caudales másicos de los correspondientes componentes.

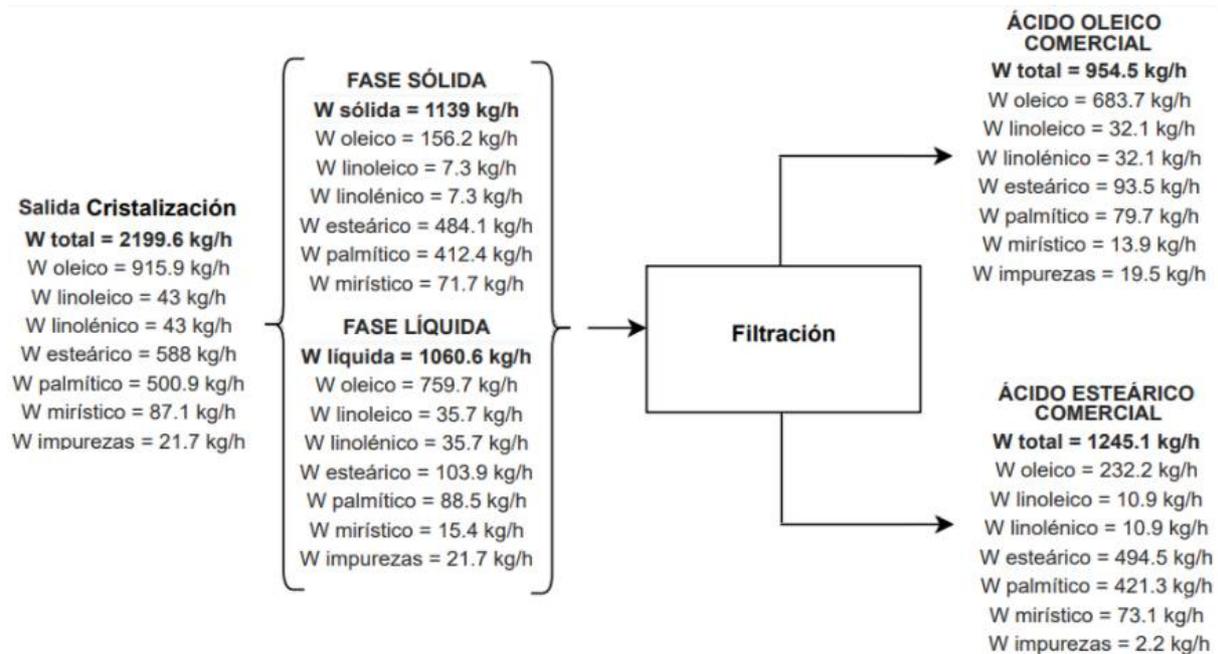


Figura 4-19. Diagrama cualitativo de la operación de filtración, con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

Finalmente, al considerar los caudales máxicos de ambos ácidos comerciales (2199.6 kg/h), se puede afirmar que se cumple con la capacidad instantánea (2100 kg/h) definida en el Capítulo 2 del presente proyecto para la planta.

4.5. Bibliografía

- Ali Ahmadpour. *Fat fractionation*. Universidad Ferdowsi de Mashhad. Obtenido de: <http://ahmadpour.profcms.um.ac.ir/imagesm/282/stories/separation/10-fat.pdf>
- Desmet Ballestra (2010). *Oils & Fats Processes*. Obtenido de: <https://www.desmetballestra.com/oils-fats/fat-modification/dry-fractionation/flexifrac-dry-fractionation>
- Desmet Ballestra (2015). *Fractionation Technology and Continuous Fractional Crystallization*. Obtenido de: https://www.asaga.org.ar/descargas/material/SESSION_PRO-M/PRO-M3_Hendrix.pdf
- Brito Ferrer, I. (2019). *Diseño y optimización de un filtro de placas verticales*. Universidad Técnica Federico Santa María.
- Ospino de la Hoz, I., Agamez Martínez, A. *Diseño y montaje a escala piloto de un sistema de filtración con filtro prensa*. Universidad de San Buenaventura Sede Cartagena.
- Hendrix, M. (1930). *Dry fractionation of palm kernel oil and fatty acids for high value-added products*. Desmet Ballestra Group.
- Pérez, A. D. (2015). *Trabajo Fin de Carrera: Estudio del proceso de hidrogenación de grasa*. Escuela de ingeniería y arquitectura.
- Montañez, A. A. et al. (2008). *Tecnologías para la obtención de oleoquímicos provenientes del aceite de palmiste*. Cenipalma.
- Cermak, S. C. et al. (2012). *Distillation of Natural Fatty Acids and Their Chemical Derivatives*. National Center for Agricultural Utilization Research, Agricultural Research Service, United States Department of Agriculture USA
- Gianazza International srl. (s.f.). Basic Information & Engineering Data. Obtenido de <http://www.gianazza.eu/Doc/Cataloghi/Fatty%20Acid%20Technology.pdf>
- Sulzer Chemtech. (s.f.). Structured Packings for Distillation, Absorption and Reactive Distillation. Obtenido de https://www.sulzer.com/-/media/files/products/separation-technology/liquid_liquid_extraction/brochures/structured_packings.ashx
- Rodríguez, D. (2002). Evaluación del desempeño operacional del sistema productor de vacío. Proyecto de grado, Escuela de Ingeniería Química, Caracas.
- GEA Wiegand GmbH. (s.f.). Sistemas de vacío por eyección.
- Medina, C. R. (2008). Modelo y control de una columna de destilación continua. Proyecto de grado, Universidad de los Andes, Departamento de Ingeniería Química, Bogotá.

- Ab Latip et al. (2013), *Palm-based diacylglycerol fat dry fractionation: effect of crystallisation temperature, cooling rate and agitation speed on physical and chemical properties of fractions*
- O. Zaliha a, C.L. Chong. (2003). *Crystallization properties of palm oil by dry fractionation*. Food chemistry.
- Steven C. Cermak, Roque L. Evangelista and James A. Kenar.(2015).*Distillation of Natural Fatty Acids and Their Chemical Derivatives*. National Center for Agricultural Utilization Research,Agricultural Research Service, United States Department of Agriculture. USA.

CAPÍTULO 5

Diseño y selección de
equipos auxiliares e
integración energética

5.1. Objetivos del capítulo

Este capítulo tiene como objetivos principales describir los sistemas auxiliares de la planta y analizar la factibilidad de la integración energética.

En primer lugar, se estima el tamaño de los equipos auxiliares más importantes de la planta. Se define el uso de cada uno y el consumo energético requerido.

Por otro lado, se analiza la posibilidad de integrar energéticamente las corrientes de proceso entre sí. Se diseña la distribución de la red de intercambiadores de calor estimando sus áreas de transferencia.

Por último, se seleccionan los equipos encargados de la generación de vapor para la transferencia de calor y se definen las condiciones de operación. A su vez, se diseña el sistema de refrigeración necesario para la cristalización de ácidos grasos, definiendo el refrigerante, caudales de operaciones y condiciones de los equipos involucrados en el sistema.

5.2. Esquema de la planta

En la figura 5-1 se muestra el diagrama del ordenamiento de la planta propuesta. Se muestran los principales equipos y corrientes de proceso, y la nomenclatura que se utilizará a lo largo del capítulo.

Diseño de una planta para la producción de ácidos grasos a partir de sebo vacuno
 Trabajo Final de Ingeniería Química

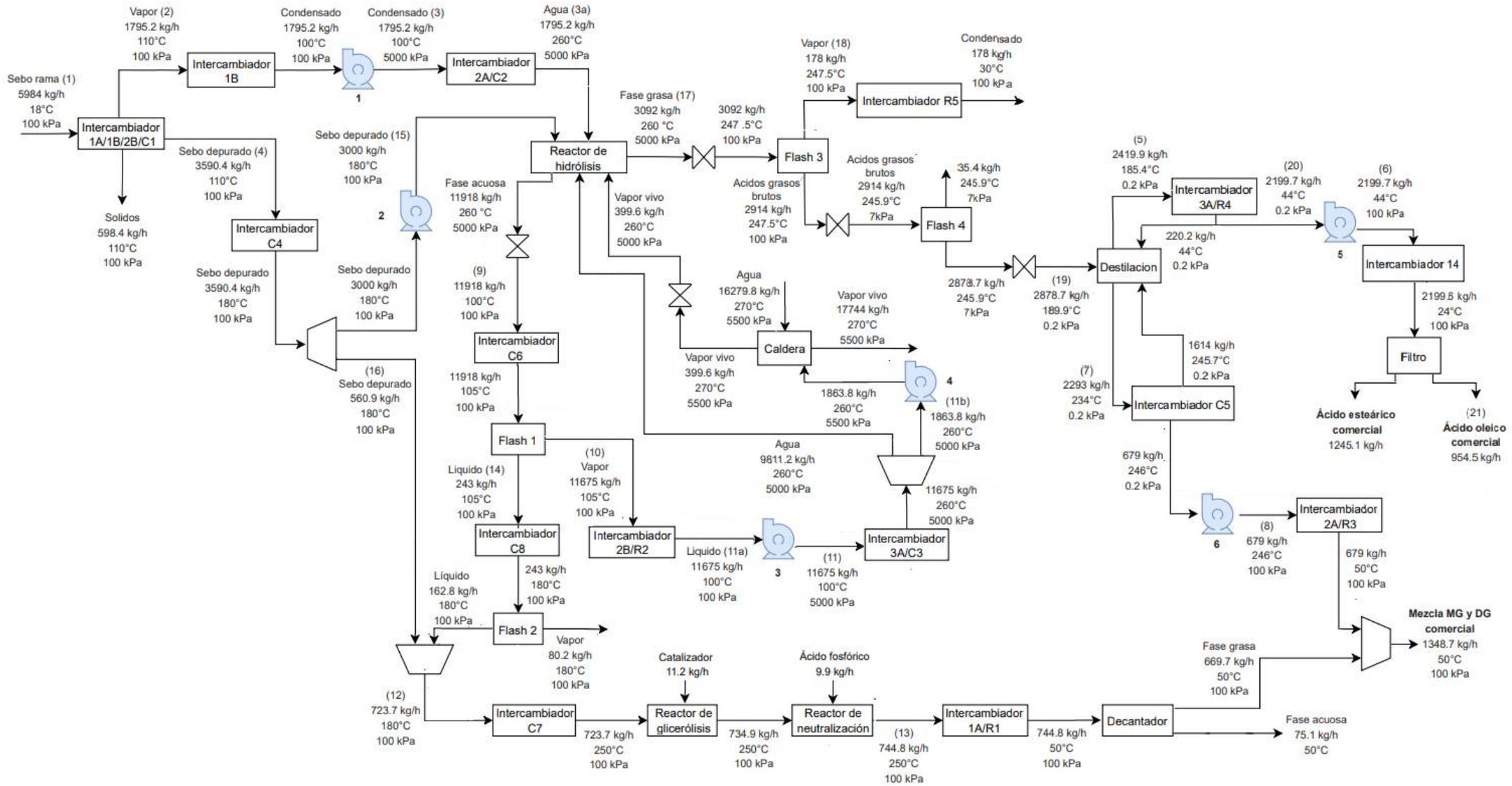


Figura 5-1. Diagrama total de la planta.

5.3. Definición y selección de sistemas auxiliares del proceso

El diseño de los sistemas auxiliares suele ser la última fase del diseño y es crítico para el éxito comercial de los procesos. Por ello es de gran importancia su análisis. A continuación, se presentan las características más importantes a tener en cuenta al momento de realizar dicho diseño.

5.3.1. Operabilidad de la planta

La operabilidad de la planta es un factor determinante en la definición y selección de los sistemas auxiliares de proceso. Es necesario conocer cuáles son las variables involucradas en una disminución de la operabilidad de la planta. Entre ellas se encuentran:

- Tiempo en que la planta debe parar para el mantenimiento de los sistemas.
- Emergencias que pueden ocurrir tales como fallas en equipos o en el suministro de la corriente eléctrica, entre otros.
- La relación entre la capacidad de almacenamiento de materias primas, productos intermedios y productos terminados. Esta relación debe mantenerse estable.
- El diseño mínimo del sistema auxiliar de la planta.

Para diseñar equipos auxiliares se debe tener en cuenta los costos necesarios en su dimensionamiento. En ese sentido, se debe considerar el tamaño completo de la planta a fin de no sobredimensionar los sistemas auxiliares e incurrir en costos innecesarios.

Siguiendo con el análisis de las variables expuestas anteriormente, en los siguientes apartados se procede a desarrollar el diseño y selección de los equipos auxiliares en la planta para la producción de ácidos grasos a partir de sebo vacuno.

5.3.2. Transporte de materiales

El manejo de materiales puede ser manual o mecánico. El equipo mecánico es el mejor coordinador de procesos ya que no sólo elimina el trabajo manual sino que también sirve para regular la marcha del proceso y para convertir una operación intermitente en continua. Puede ser para el manejo de sólidos, líquidos y gases. A fin de seleccionar los equipos adecuados para el transporte de materiales se deben considerar varios factores simultáneamente tales como:

- Naturaleza física y química del material a manejar
- Carácter del movimiento a efectuar: si es horizontal, vertical o una combinación
- Distancia a recorrer
- Cantidad de material a transportar
- Condiciones de la alimentación y descarga
- Naturaleza del flujo: si es continuo o intermitente

5.3.2.1. Transporte de sólidos

A continuación, se detallan los diferentes tipos de equipos existentes para el transporte de sólidos, es decir, transportadores.

- *Transportadores de banda o cintas transportadoras:* consisten en un sistema de transporte continuo formado por una banda sin fin que se mueve entre dos poleas, una de las cuales es motorizada. La velocidad de la cinta generalmente varía entre 30 y 120 metros/min. Las principales ventajas son: permiten el transporte de materiales a grandes distancias, se adaptan al terreno, tienen gran capacidad y aceptan una gran variedad de materiales para el transporte, permiten la carga y descarga en cualquier punto del trazado, no altera el producto transportado, entre otras.
- *Transportadores de cadena:* se utilizan para el movimiento de productos sobre pallets especiales. Permiten el transporte inclinado bajo cualquier ángulo y colocar entradas y salidas en cualquier punto. Tienen, como desventaja principal, un gran consumo de potencia dado por el rozamiento. Se utilizan principalmente para mover cenizas calientes, escoria caliente, abastecer materiales a granel, etc.
- *Transportadores de rodillos:* consiste en equipos que utilizan rodillos para el traslado de una gran variedad de objetos, tales como cajas, paquetes y demás, siempre y cuando posean un fondo regular.
- *Transportadores de tornillo:* consisten en máquinas de transporte continuo, diseñadas para transportar material mediante un espiral basado en el principio de Arquímedes. Permiten trabajar en diferentes ángulos, desde la horizontal hasta la vertical. Son compactos, de fácil instalación, muy versátiles y permiten tener varias zonas de carga y descarga. Sin embargo, no permiten transportar materiales frágiles, delicados o abrasivos, tampoco transportan material de gran tamaño y tienen un alto requerimiento de potencia. Se utilizan generalmente para materiales pegajosos.

- *Transportadores de cangilones:* son máquinas de transporte continuo empleadas para el traslado de materiales en forma vertical, o con más de 60 grados de inclinación sobre la horizontal. En general, permiten una amplia variedad de manipulación de materiales, gran facilidad de carga y descarga, posee una estructura liviana, un desgaste mínimo y un bajo consumo de energía, aunque son muy sensibles a sobrecargas.
- *Transportadores neumáticos:* son máquinas de transporte continuo utilizadas para el transporte de materiales secos, finos y a granel. El transporte neumático se basa en el movimiento de los sólidos mediante una corriente de aire o gas inerte a una velocidad determinada y en una dirección predeterminada, dentro de una cañería. Requieren solamente de un ventilador, por lo que tiene bajos costos de mantenimiento, y posee tuberías cuya configuración puede amoldarse a las instalaciones en cualquier dirección, las tuberías permanecen limpias y no retienen el producto transportado. Se utilizan para el transporte de materiales en polvo (virutas o cenizas).

5.3.2.1.1. Selección del transportador de sólidos

En la planta propuesta, el transporte de sólidos se lleva a cabo en la etapa de pretratamiento de la materia prima. Debido a las características y propiedades del sebo es conveniente implementar transportadores mecánicos. Para seleccionar el tipo de transportador se debe tener en cuenta el tipo de aplicación, la capacidad de transporte, la distancia que se debe transportar y el entorno de instalación.

Según los criterios y variedades expuestas anteriormente, se selecciona el transportador de banda para el transporte del sebo en rama ya que este permite un transporte continuo de amplia variedad de sólidos, posee fácil instalación y tiene gran capacidad de transporte.

5.3.2.2. Transporte de líquidos

5.3.2.2.1. Selección del diámetro de las cañerías de la planta

Para el dimensionamiento de las cañerías, se deben seleccionar los tamaños necesarios que garanticen los caudales requeridos, determinados en el Capítulo 3 y 4 y presentados en la figura 5-1, y las velocidades recomendadas. Así mismo, las corrientes seleccionadas para el diseño son aquellas consideradas como las más relevantes del proceso.

Al tratarse de fluidos de proceso en estado líquido, la velocidad recomendada para las corrientes varía entre 4 y 6.5 fps (1.22 - 2 m/s). A la hora de realizar el dimensionamiento de las corrientes más relevantes, se elige un valor de 1.5 m/s como velocidad de fluido, el cual es

un valor medio, dando así un margen de seguridad en el caso de que se presenten fluctuaciones en el caudal de proceso.

Al conocer el caudal volumétrico y la velocidad, se puede obtener el diámetro mediante la expresión (5-1).

$$Q = v A \quad (5-1)$$

Donde

Q : caudal volumétrico [m^3/s]

v : velocidad [m/s]

A : área transversal [m^2]

Al considerar cañerías cilíndricas, el área transversal se expresa según la ecuación (5-2).

$$A = \pi \frac{D^2}{4} \quad (5-2)$$

Al aplicar las expresiones (5-1) y (5-2) se obtiene, para cada corriente, el diámetro de la cañería correspondiente. Estos resultados se presentan en la tabla 5-2.

Tabla 5-2. Diámetros de las cañerías.

Corriente	Descripción	Caudal másico [kg/h]	Caudal volumétrico [m^3/h]	Velocidad [m/s]	Diámetro requerido [mm]	Diámetro requerido [in]	Diámetro nominal [in]
4	Sebo depurado	3590.4	4.19	1.5	27.2	1.2	1 1/2
15	Sebo depurado	3000	3.5	1.5	24.9	1.1	1 1/4
16	Sebo depurado	560.9	0.65	1.5	12.4	0.5	1/2
17	Ácidos Grasos Crudos	3092	4.03	1.5	26.7	1.2	1 1/4
20	Ácidos Grasos Post Destilación	2199.7	2.69	1.5	25.2	1	1
21	Ácido Oleico Post Filtración	1245.1	1.4	1.5	18.1	0.7	1

5.3.2.2.2. Selección del material de las cañerías de la planta

En cuanto a la selección del tipo de material de las cañerías, se debe tener en cuenta el tipo de fluido que circula por ellas. La selección también dependerá de las condiciones de trabajo

(presiones elevadas, paredes gruesas, altas temperaturas deslizamiento, bajas temperaturas fragilidad, corrosión). Teniendo en cuenta lo anteriormente mencionado, se elige como material de las cañerías al acero inoxidable SCH 40 ya que es el más utilizado industrialmente y soporta las diversas condiciones de operación de la planta.

5.3.3. Válvulas reductoras de presión

Como se puede ver en la figura 5-1, ambas corrientes de salida del reactor de hidrólisis se encuentran a 50 bares (5000 kPa) y su presión debe ser reducida a 1 bar (100 kPa) para continuar sus recorridos correspondientes. Para reducir bruscamente la presión, en estos dos casos, se hace uso de una válvula reductora de presión. Las válvulas reductoras de presión tienen su aplicación típica en sistemas donde hay alta presión y debe reducirse a un determinado valor (mayor o igual a la presión atmosférica).

De catálogo, se selecciona la válvula reductora de presión “Sempell Type S” (figura 5-2) cuyas características se mencionan en la tabla 5-3. Como puede verse, los rangos de presión y temperatura de la válvula contemplan las condiciones de ambas corrientes de salida del reactor de hidrólisis.



Figura 5-2. Válvula Sempell Type S.

Tabla 5-3. Válvula “Sempell Type S”.

Válvula reductora de presión “Sempell Type S”	
<i>Características constructivas</i>	Fuelles convencionales y equilibrados Aplicaciones en fase líquida y mixta Asientos de metal y blandos Conexiones bridadas ANSI o DIN Con o sin anillo de boquilla simple
<i>Tamaño [in]</i>	1 x 2 hasta 8 x 10
<i>Temperatura [°C]</i>	-268 hasta 700
<i>Presión [bar]</i>	1 - 427

Además, como puede verse en la figura 5-1, se requiere de una válvula reductora de presión a la salida de la caldera, en la corriente que se dirige al reactor de hidrólisis como vapor vivo. Para ello, se utiliza la misma válvula reductora de presión mencionada anteriormente debido a que la temperatura y presión de trabajo de dicha corriente se encuentran dentro del rango del modelo seleccionado.

Asimismo, otra válvula reductora de presión será utilizada para reducir la presión del vapor que sale de la caldera y es redirigido hacia el sistema de vacío, es decir, hacia los eyectores.

5.3.4. Impulsión de fluidos

Las bombas son máquinas que transforman la energía mecánica en energía hidráulica. Atendiendo al principio de funcionamiento de cada una de ellas, pueden clasificarse en los siguientes grupos:

→ *Bombas de desplazamiento positivo o volumétrico*

En ellas se cede energía de presión al fluido mediante volúmenes confinados. Se produce un llenado y vaciado periódico de una serie de cámaras, produciéndose el traslado de cantidades discretas de fluido desde la aspiración hasta la impulsión. A su vez, pueden subdividirse en alternativas y rotativas. Dentro del primer grupo se encuentran las bombas de pistones y émbolos; dentro del segundo, las bombas de engranajes, tornillos, lóbulos, paletas, etc.

Las bombas de desplazamiento positivo funcionan con bajas capacidades y altas presiones en relación con su tamaño y costo. Este tipo de bomba resulta más útil para presiones extremadamente altas, para operación manual, para descargas relativamente bajas, para

operación a baja velocidad, para succiones variables y para pozos profundos cuando la capacidad de bombeo requerida es muy poca.

Este tipo de bombas permite operar con alta presión de descarga, son autocebantes, permiten mantener un flujo constante para cargas a presión variable y pueden ser manuales o por motor. Sin embargo, admite caudales de operación bajos, poseen muchas partes móviles, requieren de mantenimiento, poseen un costo alto por cantidad de fluido bombeado y poseen menor eficiencia que las bombas centrífugas.

→ *Turbobombas*

La turbobomba es una máquina hidráulica que cede energía al fluido mediante la variación del momento cinético producido en el impulsor o rodete. Atendiendo a la dirección del flujo a la salida del rodete, pueden clasificarse en:

- *Centrífugas*: el flujo a la salida del rodete tiene dirección perpendicular al eje (flujo radial)
- *Axiales*: la dirección del flujo a la salida es paralela al eje (flujo axial)
- *Helicocentrífugas*: el flujo es intermedio entre radial y axial (flujo mixto)

De la clasificación anterior, las bombas centrífugas son las más utilizadas industrialmente y poseen amplia disponibilidad comercial. Este tipo de bombas se caracterizan por tener una construcción simple y ser económicas. El fluido es entregado a presión uniforme, sin variaciones bruscas ni pulsaciones. La línea de descarga puede interrumpirse, o reducirse completamente, sin dañar la bomba. Son muy versátiles ya que pueden utilizarse con líquidos que contienen grandes cantidades de sólidos en suspensión, volátiles y fluidos con altas temperaturas.

5.3.4.1. Selección de bombas para la impulsión de fluidos en la planta

De acuerdo a los requerimientos operativos de la planta propuesta, se necesita la implementación de 4 bombas principales. Entre ellas se distinguen: una bomba en la línea de alimentación de sebo depurado al reactor de hidrólisis (Bomba 2, figura 5-1), dos bombas en las líneas de alimentación de agua líquida al reactor de hidrólisis (Bombas 1 y 3, figura 5-1) y una bomba en la alimentación de agua a la caldera (Bomba 4, figura 5-1).

Según las características descritas anteriormente, se elige la utilización de bombas centrífugas debido a que permiten el manejo de los caudales de operación, fluidos de baja viscosidad y se pueden operar dentro del rango de presiones requerido. A su vez, como se

detalló, poseen características destacables respecto a otras bombas como es su versatilidad de uso y su bajo costo.

Una vez seleccionado el tipo de bomba a utilizar es necesario realizar el dimensionamiento de la misma para cada caso. A continuación, en la tabla 5-4, se exhiben las características de las principales corrientes a impulsar.

Tabla 5-4. Características de las corrientes a impulsar.

<i>Corriente</i>	<i>Caudal de admisión [Kg/h]</i>	<i>Presión de descarga requerida [bar]</i>	<i>Altura [mca]</i>
<i>Sebo depurado (15)</i>	3000	50	509.87
<i>Agua hidrólisis (3a)</i>	1795.2	50	509.87
<i>Agua hidrólisis (11a)</i>	11675	50	509.87
<i>Agua caldera (11b)</i>	1863.8	55	560.86

Con la información de la tabla 5-4, se acude a catálogos de proveedores de bombas centrífugas con el fin de obtener la potencia requerida para cada operación. Teniendo en cuenta las características de los fluidos de operación, se seleccionan bombas de manera que verifiquen la altura desarrollada para el caudal de operación de cada una de las corrientes. Los caudales con los que se ingresa a las curvas se pueden observar en la tabla 5-5.

Se selecciona la bomba Sihimulti MSM ($n = 1450$ 1/min) para las bombas 1, 2 y 3. En la figura 5-3, se puede observar la curva de altura desarrollada de la bomba seleccionada, donde se verifica la altura requerida para cada corriente.

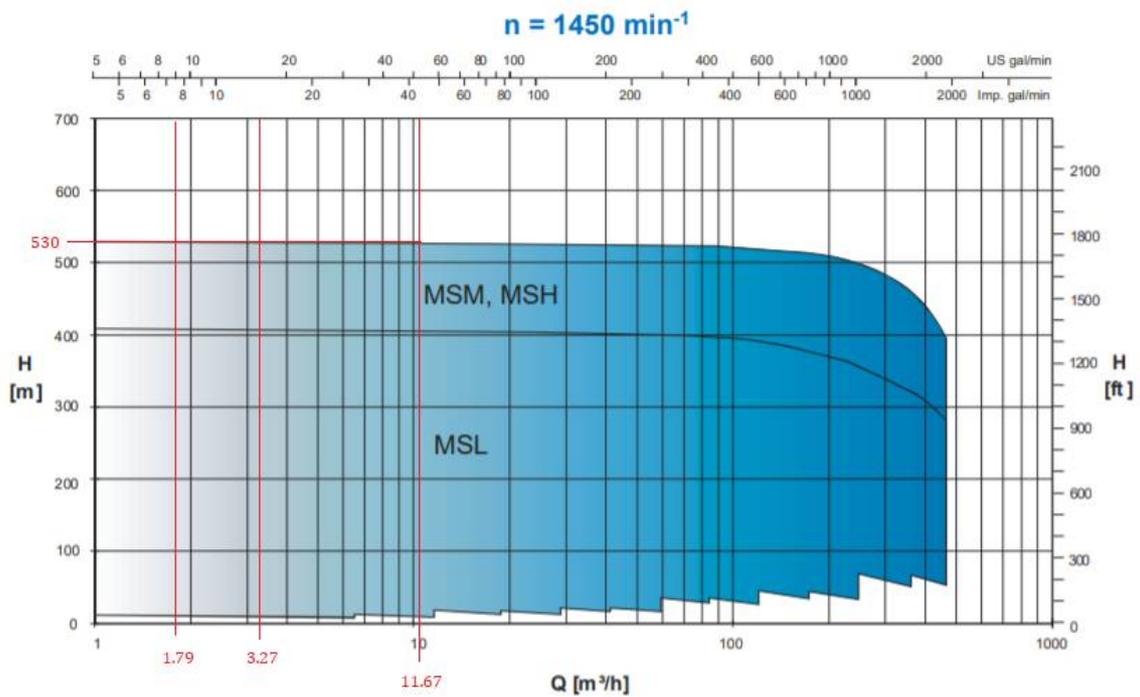


Figura 5-3. Curva de altura desarrollada en función de caudal para la bomba Sihimulti MSM.

Por su parte, se selecciona la bomba Sihimulti MSM ($n = 2950 \text{ 1/min}$) para la bomba 4. En la figura 5-4, se puede observar la curva de altura desarrollada de la bomba seleccionada, donde se verifica la altura requerida para la corriente.

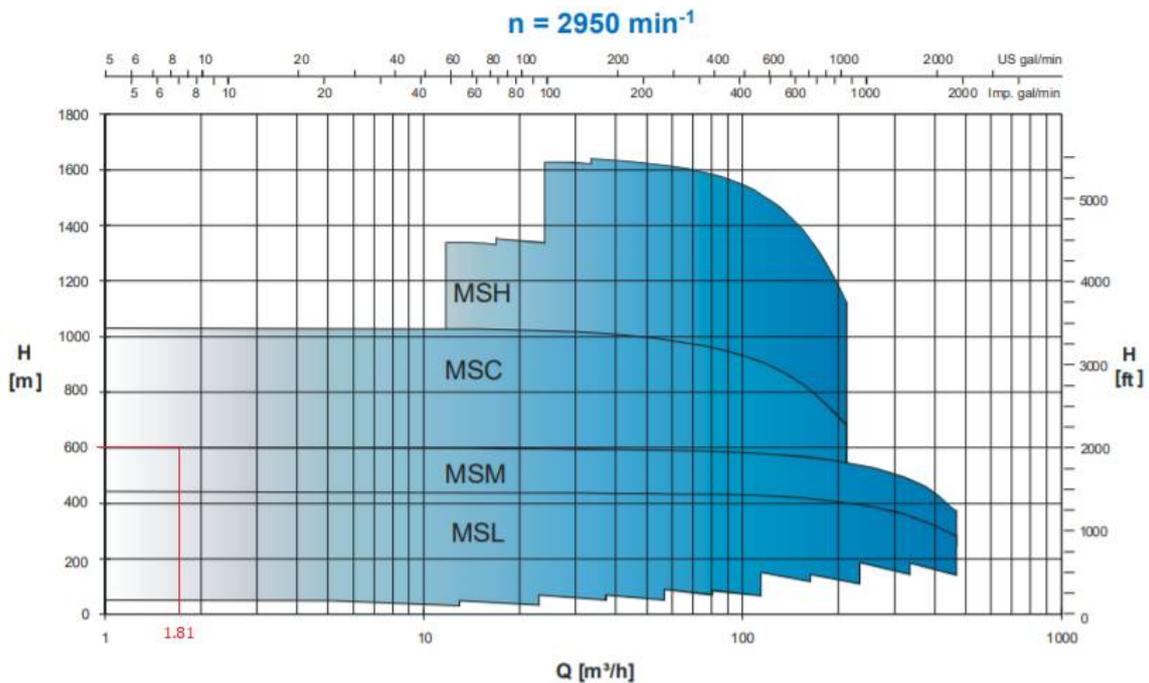


Figura 5-4. Curva de altura desarrollada en función de caudal para la bomba Sihimulti MSM.

Considerando una eficiencia del 50%, se calcula la potencia requerida para cada bomba utilizando la ecuación (5-3).

$$P = \frac{\rho g H Q}{e} \quad (5-3)$$

Donde

P : potencia de la bomba [W]

ρ : densidad del fluido [Kg/m³]

g : gravedad (9.81 m/s²)

H : altura desarrollada de la bomba [m]

Q : caudal de operación [m³/s]

e : eficiencia de la bomba

Finalmente, en la tabla 5-5, se pueden observar los parámetros de operación de cada una de las bombas seleccionadas.

Tabla 5-5. Parámetros de las bombas necesarias.

Bomba	Caudal de admisión [Kg/h]	ρ [Kg/m ³]	Caudal de admisión [m ³ /h]	Caudal de admisión [m ³ /s]	Altura requerida [m]	Altura desarrollada de la bomba [m]	Potencia [kW]
1	1795.2	1000	1.79	4.9 x 10 ⁻⁴	509.87	530	5.1
2	3000	915	3.27	9.1 x 10 ⁻⁴	509.87	530	8.7
3	11675	1000	11.67	3.24 x 10 ⁻³	509.87	530	33.7
4	1863.8	1000	1.81	5 x 10 ⁻⁴	560.86	600	5.9

5.3.5. Selección de equipos involucrados en el pretratamiento de la materia prima

5.3.5.1. Recepción y lavado del sebo en rama

Los oleoquímicos se fabrican a partir del sebo fundido, el cual es producido en el sector de pretratamiento de la planta. El sebo en rama proviene de los distintos frigoríficos y carnicerías de la zona, cuyas características están controladas y reguladas por SENASA. Para el transporte de la materia prima desde el lugar de origen hasta la planta, será necesario el uso de camiones.

En la recepción de la materia prima, se requiere trasladar el sebo en rama desde el camión de transporte hasta el sector de lavado. De esta manera, una vez que llegan los camiones con la materia prima a la planta industrial, descargan su contenido en una tolva. Se selecciona de catálogo la tolva para recibir la materia prima. Dicha tolva está fabricada con acero

inoxidable y lleva incorporada una banda de goma muy resistente a la degradación por las impurezas que pueden acompañar al sebo en su recepción. En la figura 5-5 se ve representada la tolva seleccionada para el pretratamiento de la materia prima. En la tabla 5-6, se encuentran detalladas las principales características del equipo en cuestión. Se puede observar que la tolva seleccionada verifica los requisitos de caudal de sebo en rama a procesar.



Figura 5-5. Tolva TRI 6-25.

Tabla 5-6. Características de la Tolva TRI 6-25.

Datos técnicos de la tolva TRI 6-25	
<i>Potencia [kW]</i>	0.5
<i>Rango de capacidad [ton/h]</i>	5-10
<i>Capacidad de almacenamiento [ton]</i>	1.5

Luego de pasar por la tolva, el sebo en rama debe ser transportado para comenzar con su acondicionamiento. Como se presentó anteriormente, el transportador elegido para tal fin es el transportador de banda. De esta manera, la materia prima pasa a una cinta transportadora donde es lavada y transportada a la vez, mediante el método de limpieza en húmedo llevado a cabo por lavadores de cinta y aspersion. El equipo consiste en un sistema transportador que desplaza al sebo en rama bajo un sistema de aspersores de agua consumiendo una potencia de 3 kW. En la figura 5-6 se muestra una representación de la cinta transportadora a utilizar.

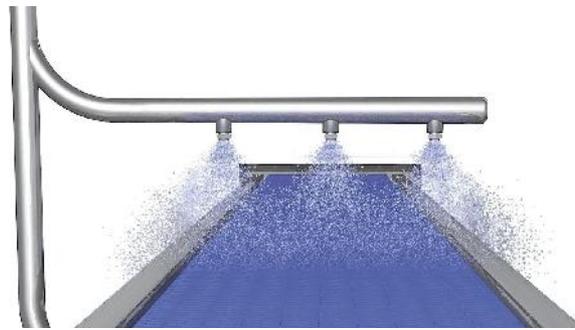


Figura 5-6. Cinta transportadora con aspersores de agua.

5.3.5.2. Reducción del tamaño del sebo en rama

Para lograr cierta homogeneización de la materia prima y garantizar una posterior fusión eficiente, se propone utilizar una trituradora industrial. Para seleccionar la trituradora óptima, se debe considerar el caudal de sebo a procesar y el tipo de materia prima. El equipo elegido es un triturador de la marca Haarslev, cuya representación se puede observar en la figura 5-7. Está diseñado para triturar vísceras y restos provenientes de mataderos de ganado bovino. Una de las características más relevantes del equipo es que posee el cuerpo desmontable que facilita el reemplazo de las piezas en caso de algún defecto.



Figura 5-7. Tritrador seleccionado.

A partir de los distintos modelos disponibles, se elige el modelo que permita procesar las aproximadamente 6 toneladas/hora de sebo en rama que ingresan a la planta. Las características del equipo se resumen en la tabla 5-7.

Tabla 5-7. Características de la trituradora industrial seleccionada.

Datos técnicos de la trituradora PB 10/20	
Capacidad [ton/h]	6-8
Longitud [m]	2.5
Altura [m]	1.75
Ancho [m]	1.05
Espacio del yunque [mm]	30
Potencia [kW]	37
Peso [kg]	3200

5.3.5.3. Filtración del sebo fundido

A fin de separar los sólidos e impurezas que puedan haber quedado remanentes luego de la fusión del sebo en rama, se lleva a cabo una filtración. Este sistema consiste en la separación de sólidos del líquido en el que se encuentran suspendidos. Para ello, se hace pasar la suspensión a través de un medio poroso que retiene las partículas sólidas. Un problema con este tipo de operación es que suele realizarse en forma batch o por lotes, lo que se traduce en un difícil acoplamiento del sistema al resto de la planta. Existe, sin embargo, un filtro que opera de forma continua: el filtro rotatorio de vacío.

De catálogo se selecciona el filtro rotatorio de vacío modelo ASSO. Dicho filtro de vacío se construye totalmente en acero inoxidable AISI-304 incluyendo la tela filtrante. En la figura 5-8, se puede ver el equipo seleccionado para la separación.



Figura 5-8. Filtro ASSO-2.5

Además, en la tabla 5-8, se presentan las características técnicas del filtro seleccionado, que verifican el cumplimiento de los requerimientos de proceso.

Tabla 5-8. Características técnicas del filtro ASSO-2.5.

<i>Datos técnicos del filtro ASSO-2.5.</i>	
<i>Superficie filtrante [m²]</i>	2.5
<i>Diámetro del tambor [m]</i>	0.975
<i>Longitud del tambor [m]</i>	0.82
<i>Dimensiones (LxAxH, [mm])</i>	1400 x 2700 x 1400
<i>Potencia instalada total [kW]</i>	5.48
<i>Capacidad [L/h]</i>	10000
<i>Grosor torta de filtración [mm]</i>	10

5.3.5.4. Centrifugación del sebo fundido

La centrifugación es un proceso de separación mecánica que utiliza la acción de la fuerza centrífuga para promover un asentamiento acelerado de partículas en una mezcla sólido-líquido. El principio de la sedimentación es la diferencia de densidades entre dos fases. Las dos fases mayormente distintivas se forman en el recipiente durante la centrifugación. En este caso, la centrifugación se lleva a cabo durante el pretratamiento de la materia prima, luego de la fusión del sebo en rama y su posterior filtración, a fin de eliminar los sólidos que puedan haber quedado en la solución resultante.

Existen diferentes tipos de centrífugas que se utilizan industrialmente para la separación. Dentro de los diversos tipos de centrífugas, las de mayor uso industrial son la centrífuga de discos y la centrífuga decantadora.

Las centrífugas de disco son centrífugas de alta velocidad que se utilizan para la separación mecánica y la clarificación de mezclas de sólidos y líquidos. Se utilizan en diversos sectores industriales y dentro de las diversas aplicaciones para las que puede ser utilizada se encuentran las grasas animales. Estas máquinas, debido a su diseño especial, trabajan a velocidades más altas comparadas con otras centrífugas, como por ejemplo, las decantadoras. Por consiguiente, la fuerza centrífuga de una centrífuga de discos es considerablemente mayor que la de una decantadora. Asimismo, el paquete de discos ofrece una alta superficie de clarificación. Por ello, también es posible descargar partículas muy finas y separar eficientemente suspensiones líquidas.

Los decantadores centrífugos se emplean generalmente para suspensiones con grandes concentraciones de sólidos con partículas de gran tamaño y, al igual que las de disco, pueden ser utilizadas para grasas animales. Las centrífugas de discos, por otro lado, son ideales para una gran variedad de aplicaciones de separación, con concentraciones de sólidos menores y partículas y gotas de menor tamaño. Se emplean en la separación tanto de fases líquidas como de líquidos y sólidos.

Por lo anteriormente mencionado, se selecciona de catálogo una centrífuga de disco serie AC-1000 (figura 5-9). En la tabla 5-9 se pueden ver las características del equipo seleccionado que cumple con los requisitos de caudal de proceso.

Tabla 5-9. Datos técnicos de la centrífuga de disco AC-1000.

<i>Datos técnicos de las serie AC-1000 de Flottweg</i>	
<i>Máximo volumen del tambor [L]</i>	4
<i>Máximo volumen de sólidos [L]</i>	1.5
<i>Potencia del motor [kW]</i>	5.5
<i>Dimensiones (L x A x A x F, [mm])</i>	1100 x 600 x 1000 x 1500
<i>Peso bruto [kg]</i>	390
<i>Capacidad hidráulica [L/h]</i>	10000



Figura 5-9. Centrífuga tipo disco serie AC-1000.

5.3.6. Sistema de agitación

Del análisis del sistema de agitación necesario para el sistema de glicerólisis realizado en el Capítulo 3, se desprende que la potencia necesaria es de 2125 W para cada reactor, por lo que se necesitará un motor que pueda entregar dicha potencia a cada TAC.

Comercialmente, a partir del Catálogo General de Motores Trifásicos MEB S.A., se obtiene una gran variedad de motores que cumplen con el criterio de potencia. Se propone utilizar un motor de 3 kW de potencia para el sistema de agitación de cada tanque. A continuación, en la tabla 5-10, se presentan las características técnicas de dicho motor y, en la figura 5-10, una ilustración del mismo.

Tabla 5-10. Características técnicas del motor trifásico.

Datos técnicos del motor MA100L1-2	
Potencia [kW]	3
RPM	2880
Eficiencia (%)	84.6
Cos(ϕ)	0.87
Par Arranque/ Par Nominal	2.3
Corriente de Arranque / Corriente Nominal	8.1
Par Máximo / Par Nominal	2.3
Nivel sonoro Lw dB(A)	74
Peso [kg]	28.3



Figura 5-10 Motor trifásico MA100L1-2.

5.3.7. Sistema de vacío

5.3.7.1. Cálculo vapor

Como se mencionó en el Capítulo 4, la destilación debe llevarse a cabo bajo vacío para evitar la degradación de los ácidos grasos y así garantizar una alta calidad del producto. El equipo elegido para realizar esto es un eyector. Si bien la cantidad de etapas y el material del sistema de vacío ya han sido determinados previamente, otro de los aspectos más relevantes y el cual será determinante en el análisis energético global es el caudal de vapor requerido para generar el vacío necesario. Para el cálculo sólo se considera el vapor necesario para generar vacío en la columna de destilación.

En primer lugar, el consumo de vapor depende de la velocidad con la que los gases deben ser evacuados del proceso. Si bien el volumen de succión de aire debe ser constante, existen fugas por lo que se debe estimar la cantidad de aire a succionar a causa de estas. Las fugas se estiman mediante la ecuación (5-4).

$$m = k V^{2/3} \quad (5-4)$$

Donde

m : flujo másico de aire libre [lb/h]

V : volumen del sistema [ft^3]

k : coeficiente que depende de la presión del proceso

En la tabla 5-11, se pueden observar los valores que toma el coeficiente k según la presión de proceso.

Tabla 5-11. Valores del coeficiente k en función de la presión.

Presión (Torr)	k
<1	0.0254
1-3	0.0508
3-20	0.0825
20-90	0.146
>90	0.194

Al saber que la columna de destilación opera a 1.5 torr (2 mbar), el valor de k resulta de 0.0508. Dadas las dimensiones de la columna obtenidas en el Capítulo 4, se calcula el volumen de la torre como se muestra a continuación.

$$V = \pi \frac{(1.4 \text{ m})^2}{4} 9.1 \text{ m} = 14 \text{ m}^3 = 494.41 \text{ ft}^3$$

Una vez determinados los valores necesarios, se procede a calcular el caudal de aire a evacuar al aplicar la expresión (5-4).

$$m = k V^{2/3}$$

$$m = 3.18 \text{ lb/h} = 1.44 \text{ kg/h}$$

Para generar vacío, el fluido motriz más utilizado es el vapor de agua. El vapor se utiliza mayormente sobrecalentado y a una presión de 100 psig (6.9 bar). La razón de esto último es evitar la condensación del vapor que ingresa al eyector y así disminuir la erosión del mismo. Este vapor provendrá de la única caldera dispuesta en la planta.

A modo de estimar la cantidad de vapor necesario, se utiliza el gráfico que se observa en la figura 5-11. En el mismo, el consumo de vapor se da como libra de fluido motriz por cada libra de aire equivalente en la primera etapa. Para utilizar el mismo, se ingresa con el valor de presión de succión deseado y se intercepta con el sistema de eyectores utilizados según la cantidad de etapas definidas. En este caso, como se definió en capítulos anteriores, la cantidad de etapas necesaria es de 4 y 2 condensadores entre las etapas.

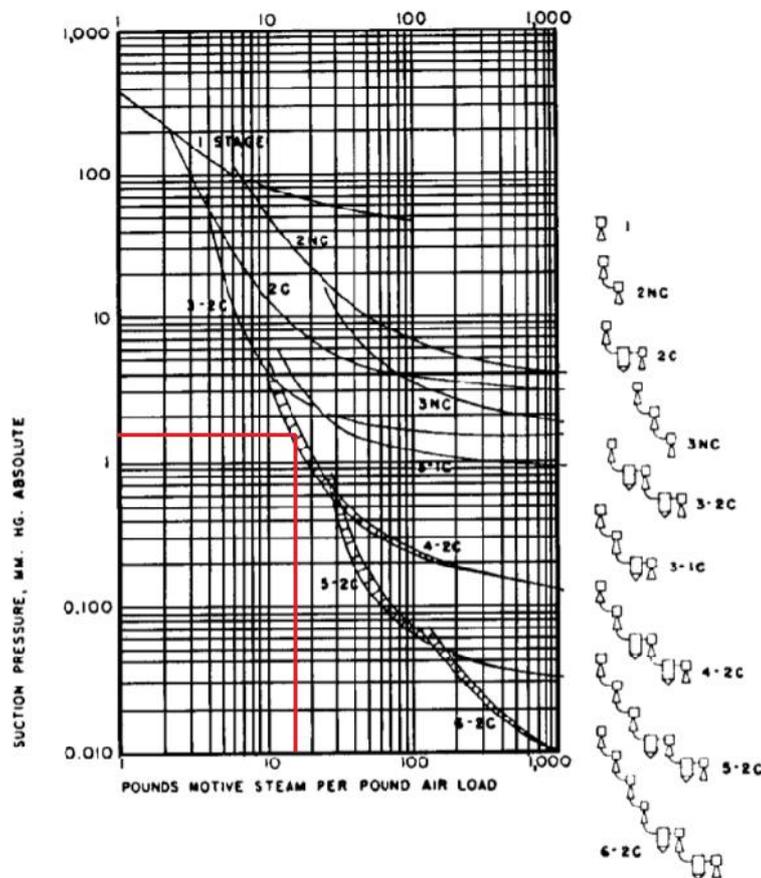


Figura 5-11. Requerimientos de vapor para eyectores a varios niveles de presión con la cantidad apropiada de etapas e intercondensadores de contacto. Presión del vapor 100 psig y temperatura de agua de enfriamiento 85°F.

Al ingresar con una presión de succión de 1.5 mmHg (2 mbar) e intersectar con la curva correspondiente a 4 etapas y 2 condensadores, se obtiene aproximadamente 15 lb de vapor/lb de carga de aire.

Luego, para obtener la cantidad de vapor que debe circular por el sistema, se debe multiplicar el valor obtenido por el caudal de aire de fugas que se obtuvo anteriormente.

$$\text{Caudal vapor} = 15 \frac{\text{lb vapor}}{\text{lb aire}} \cdot 1.44 \frac{\text{kg aire}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ lb aire}}{0.45 \text{ kg aire}}$$

$$\text{Caudal vapor} = 48 \text{ kg/h}$$

A modo de disponer de un margen de seguridad, se incrementa en un 10% el valor obtenido. Finalmente, el caudal de vapor a circular y sus características se resumen en la tabla 5-12.

Tabla 5-12. Características de la corriente de vapor.

Fluido	Presión [psig]	Temperatura [°C]	Caudal [kg/h]
Vapor sobrecalentado	100	~ 200-210	52.8

5.3.7.2. Agua de enfriamiento

Al conocer el caudal de vapor motriz, la cantidad de agua de enfriamiento requerida se puede calcular mediante la expresión (5-5).

$$Q_w = W_{st} \frac{h_{lg}}{Kc C_p (T_2 - T_1)} \quad (5-5)$$

Donde

Q_w : caudal de agua de enfriamiento requerida a la temperatura de entrada al condensador [m^3/h]

W_{st} : carga total de vapor [kg/h]

h_{lg} : calor de vaporización del vapor (2210 kJ/kg)

Kc : factor de conversión de flujo másico a volumétrico (988 kg/m³)

C_p : calor específico del agua de enfriamiento (4.18 kJ/kgK)

T_1 : temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento

T_2 : temperatura de salida del agua de enfriamiento

El valor de T_1 se desprende del valor de temperatura de agua de enfriamiento expresado en la figura 5-11 (85°F) de manera que sea consistente con la carga de vapor calculada. Respecto al valor de T_2 , se asume un aumento de temperatura de 15°C. Finalmente, al valor calculado se le adiciona un 10% como margen de seguridad al aplicar la expresión (5-5).

$$Q_w = 52.8 \frac{kg}{h} \frac{2210 \frac{kJ}{kg}}{998 \frac{kg}{m^3} 4.18 \frac{kJ}{kg \cdot K} 15K} 1.1 = 2.05 \frac{m^3}{h}$$

5.3.8. Selección de equipos involucrados en la purificación de la mezcla de mono y diglicéridos

La corriente que sale del reactor de glicerólisis se purifica mediante una neutralización seguida de una decantación. La neutralización con ácido fosfórico permite la desactivación del catalizador utilizado en la reacción, mientras que el decantador permite la separación de la fase que contiene los mono di y triglicéridos de la fase acuosa. A continuación, se detalla la selección del decantador centrífugo.

5.3.8.1. Decantador centrífugo

Un decantador centrífugo es un equipo que permite separar físicamente y de forma continua dos fases líquidas por diferencia de densidad.

De catálogos se realiza la selección del decantador centrífugo necesario para la purificación de la mezcla de mono y diglicéridos. En la tabla 5-13 se muestran las especificaciones técnicas del decantador seleccionado, modelo Z3E de la empresa proveedora Flottweg.

Tabla 5-13. Datos técnicos del decantador centrífugo seleccionado.

Datos técnicos del decantador centrífugo	
<i>Modelo</i>	ZE3
<i>Material</i>	Acero inoxidable 316
<i>Velocidad máxima del tambor [RPM]</i>	5250
<i>Dimensiones (Largo x Ancho x Alto) [mm]</i>	2645 x 1180 x 850
<i>Peso bruto [kg]</i>	1850
<i>Potencia del motor accionamiento del tambor [kW]</i>	15
<i>Potencia del motor accionamiento del tornillo [kW]</i>	5
<i>Capacidad [kg/h]</i>	1250-1800

5.4. Integración energética

5.4.1. Análisis Pinch

La Tecnología Pinch representa un conjunto de métodos termodinámicos que garantizan un nivel de energía mínimo en el diseño de redes de intercambiadores de calor. El término de Análisis Pinch se utiliza para representar la aplicación de las herramientas y de los algoritmos de la Tecnología Pinch para estudiar procesos industriales.

El Análisis Pinch es una de las técnicas de integración energética más útil y exitosa. Su objetivo es optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial; es decir, lograr ahorros financieros mediante integración de calor (maximizar la recuperación de calor del proceso y reducir las cargas de los servicios auxiliares).

Esta tecnología presenta una metodología simple para el análisis sistemático de los procesos químicos y de los servicios auxiliares con la ayuda de la Primera y Segunda Ley de la Termodinámica. Con la ecuación de energía de la Primera Ley de la Termodinámica se calculan los cambios de entalpía en las corrientes que pasan por los intercambiadores de

calor. La Segunda Ley determina la dirección del flujo de calor, es decir, el calor sólo puede fluir en la dirección de caliente a frío.

En un intercambiador de calor, una corriente caliente no puede ser enfriada por debajo de la temperatura de entrada de la corriente fría, como tampoco una corriente fría puede ser calentada por arriba de la temperatura de entrada de la corriente caliente. En la práctica, una corriente caliente sólo puede ser enfriada hasta una temperatura definida por la mínima diferencia permitida (ΔT_{min}) en los perfiles de temperatura de las corrientes para el intercambiador de calor. El nivel de temperatura en el cual ΔT_{min} se observa en el proceso es llamado “punto pinch” o “condición pinch”. El “pinch” define la fuerza motriz mínima permitida en un intercambiador de calor.

Para lograr maximizar la recuperación de energía o minimizar los requerimientos energéticos, es necesario establecer una apropiada red de intercambiadores de calor. A continuación, se detalla cómo se aplica el análisis Pinch y sus consecuentes resultados.

5.4.1.1. Requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento

El punto de partida para un análisis de integración energética es el cálculo de los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento para una red de intercambio de calor. Estos cálculos se pueden realizar sin necesidad de especificar la red de intercambiadores.

En primer lugar, se identifican las corrientes calientes (que deben ser enfriadas) y las corrientes frías (que deben ser calentadas) del proceso. En la figura 5-1, se definen y enumeran las corrientes de proceso a fin de facilitar la identificación de las corrientes calientes y frías, y observar qué papel juegan en la posterior integración energética.

De los balances de materia y energía para cada corriente, se obtiene la temperatura inicial, la temperatura final y el cambio de entalpía correspondiente. Estos datos se presentan en la tabla 5-14 donde, además, se clasifican las corrientes de proceso en corrientes calientes o frías.

Tabla 5-14. Datos de las corrientes de proceso.

Corriente	Tipo	$T_{entrada} [^{\circ}C]$	$T_{salida} [^{\circ}C]$	$\Delta H [kW]$
1	Fría	18	110	1614.1
2	Caliente	110	100	1142.0
3	Fría	100	260	368.4
4	Fría	110	180	157.1
5	Caliente	185.4	44	422.2
6	Caliente	44	24	76.2
7	Fría	234	246	131.0
8	Caliente	246	50	109.2
9	Fría	100	105	4944.0
10	Caliente	105	100	7388.0
11	Fría	100	260	2391.0
12	Fría	180	250	81.8
13	Caliente	250	50	171.7
14	Fría	105	180	57.0

5.4.1.2. Elección del valor de ΔT_{min}

Como ya se mencionó en líneas anteriores, para el diseño de cualquier equipo que involucre transferencia de calor debe cumplirse la Segunda Ley de la Termodinámica, la cual prohíbe cualquier cruce de temperaturas entre la corriente fría y la caliente. Es por ello que debe definirse el valor del ΔT_{min} . En términos matemáticos, en cualquier punto del intercambiador se debe cumplir:

$$\Delta T_{min} \leq T_{caliente} - T_{fría}$$

La selección del valor del ΔT_{min} óptimo surge de un compromiso entre factores energéticos y económicos. Debido a que no se conocen estos últimos, se toma un valor arbitrario de $10^{\circ}C$.

5.4.1.3. Elaboración de las Curvas Compuestas

Las curvas compuestas se obtienen al ingresar los datos de la tabla 5-14 y el ΔT_{\min} seleccionado en la aplicación web interactiva *Online Pinch Analysis Tool*. La aplicación automatiza gran parte del proceso de realizar un Análisis Pinch. En la figura 5-12, se muestran las curvas compuestas obtenidas (temperatura en función de entalpía). La línea celeste corresponde a la curva combinada fría y la línea roja, a la curva combinada caliente.

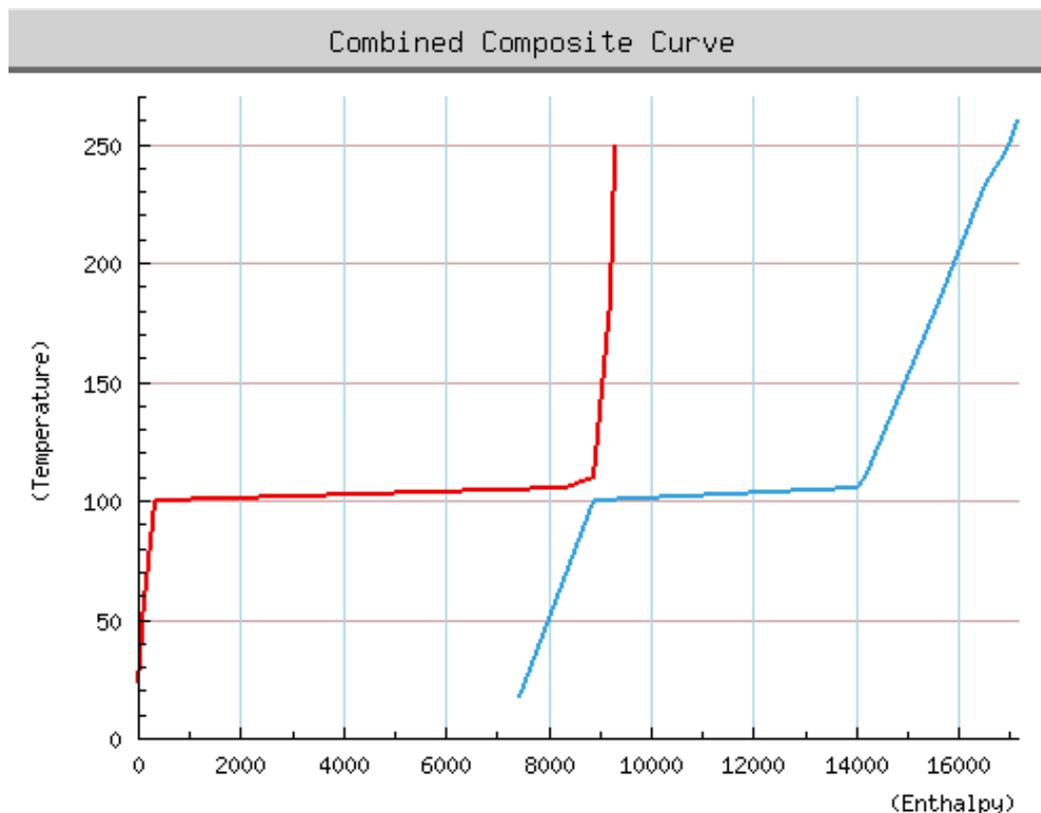


Figura 5-12. Curvas compuestas combinadas.

El ΔT_{\min} se observa normalmente en un sólo punto entre las corrientes calientes y frías. Este punto es único para cada proceso y se denomina punto Pinch. Entonces, al definir un $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$, la aplicación *Online Pinch Analysis Tool* informa cuál es el punto Pinch que, en este caso, corresponde a una temperatura de 110°C . La ubicación del punto Pinch en las curvas compuestas se puede observar en la figura 5-13.

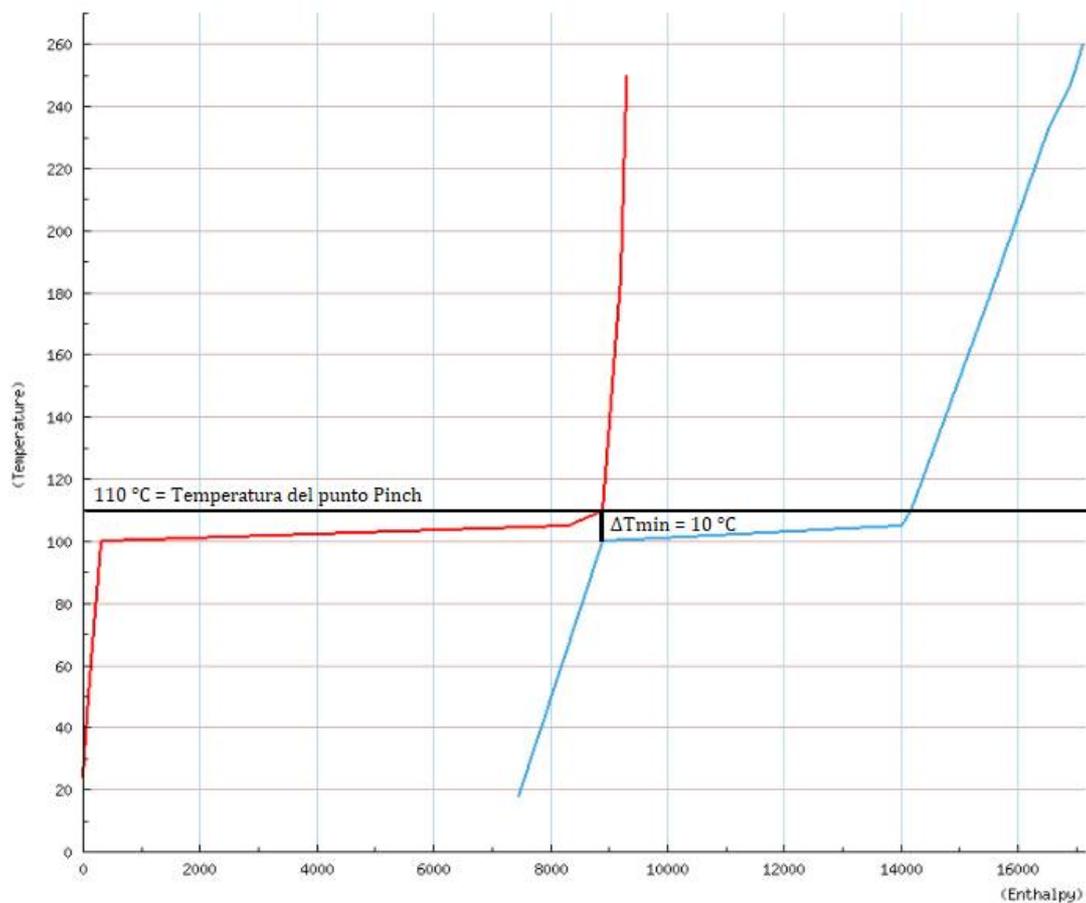


Figura 5-13. Ubicación del punto Pinch y ΔT_{min} en las curvas compuestas.

A través de un diseño correcto de la red de intercambiadores de calor, el análisis Pinch indica de qué modo se pueden aprovechar las corrientes calientes y frías de una planta para intercambiar calor entre ellas y así disminuir el uso de servicios auxiliares de calentamiento o enfriamiento. La utilidad del método radica principalmente en que permite identificar en forma fehaciente los procesos o las condiciones que tienen un impacto significativo en el uso de la energía.

Para lograr una red de intercambiadores con mínimo requerimiento de energía deben tenerse en cuenta ciertas consideraciones:

- No debe removerse calor para temperaturas superiores a la temperatura Pinch
- No debe entregarse calor para temperaturas inferiores a la temperatura Pinch
- No debe transferirse calor a través del punto Pinch

Como resultado de las consideraciones mencionadas previamente, la aplicación *Online Pinch Analysis Tool* divide todas aquellas corrientes de proceso que atraviesan el punto Pinch en dos corrientes: una por arriba (A) y otra por abajo (B) del punto Pinch. Cabe aclarar, que la

división se hace a temperatura del punto Pinch (110°C) para las corrientes calientes y a temperatura del punto Pinch menos ΔT_{\min} ($110^{\circ}\text{C} - 10^{\circ}\text{C} = 100^{\circ}\text{C}$) para las corrientes frías. Esto se puede observar en la figura 5-14 donde, por ejemplo, la corriente caliente 13 se divide a 110°C en 13-A y 13-B.

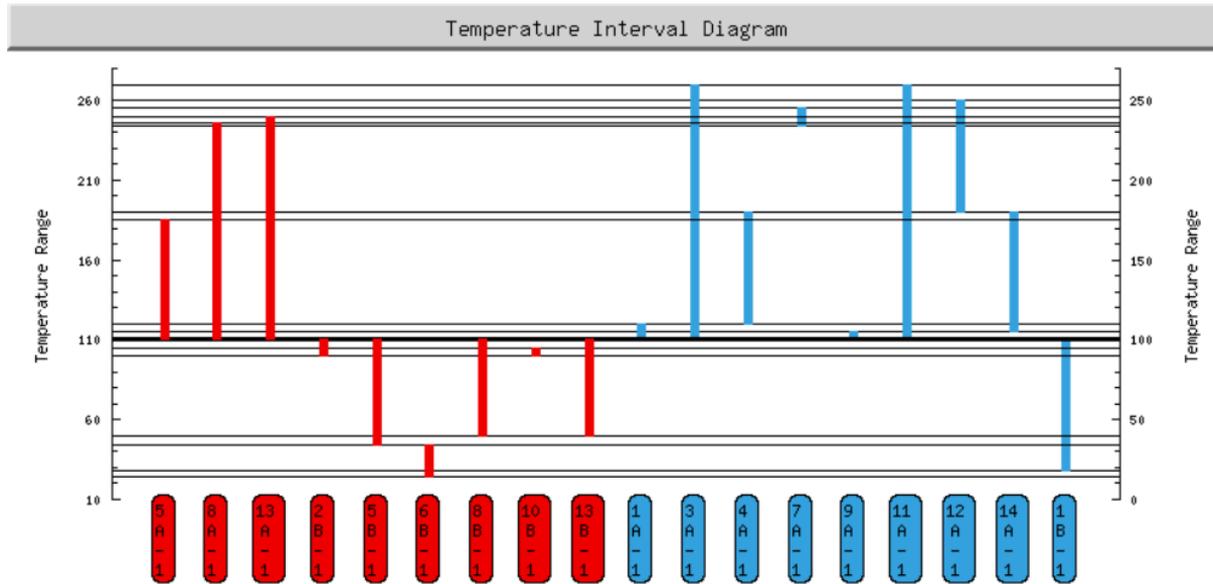


Figura 5-14. Intervalos de temperaturas de las corrientes de proceso divididas por el punto Pinch. La escala de temperatura de la izquierda corresponde a corrientes calientes y la de la derecha, a corrientes frías.

A fin de facilitar la lectura de los intervalos de temperatura para cada corriente, los datos de la figura 5-14 se presentan en la tabla 5-15.

Tabla 5-15. Intervalos de temperaturas de las corrientes de proceso divididas por el punto Pinch.

Rango de temperatura [°C]	Corrientes calientes	Corrientes frías
18 - 24	-	1B
24 - 44	6B	1B
44 - 50	5B	1B
50 - 100	5B - 8B - 13B	1B
100 - 105	2B - 5B - 8B - 10B - 13B	1A - 3A - 9A - 11A
105 - 110	2B - 5B - 8B - 13B	1A - 3A - 11A - 14A
110 - 180	5A - 8A - 13A	3A - 4A - 11A - 14A
180 - 185.4	5A - 8A - 13A	3A - 11A - 12A
185.4 - 234	8A - 13A	3A - 11A - 12A
234 - 246	8A - 13A	3A - 7A - 11A - 12A
246 - 250	13A	3A - 11A - 12A
250 - 260	-	3A - 11A

A partir del gráfico de las curvas compuestas de temperatura en función de la entalpía (figura 5-12), se puede establecer cuáles son los requerimientos de energía mínimos de corrientes auxiliares y qué corrientes de proceso se pueden integrar energéticamente. Eso se observa en la figura 5-15.

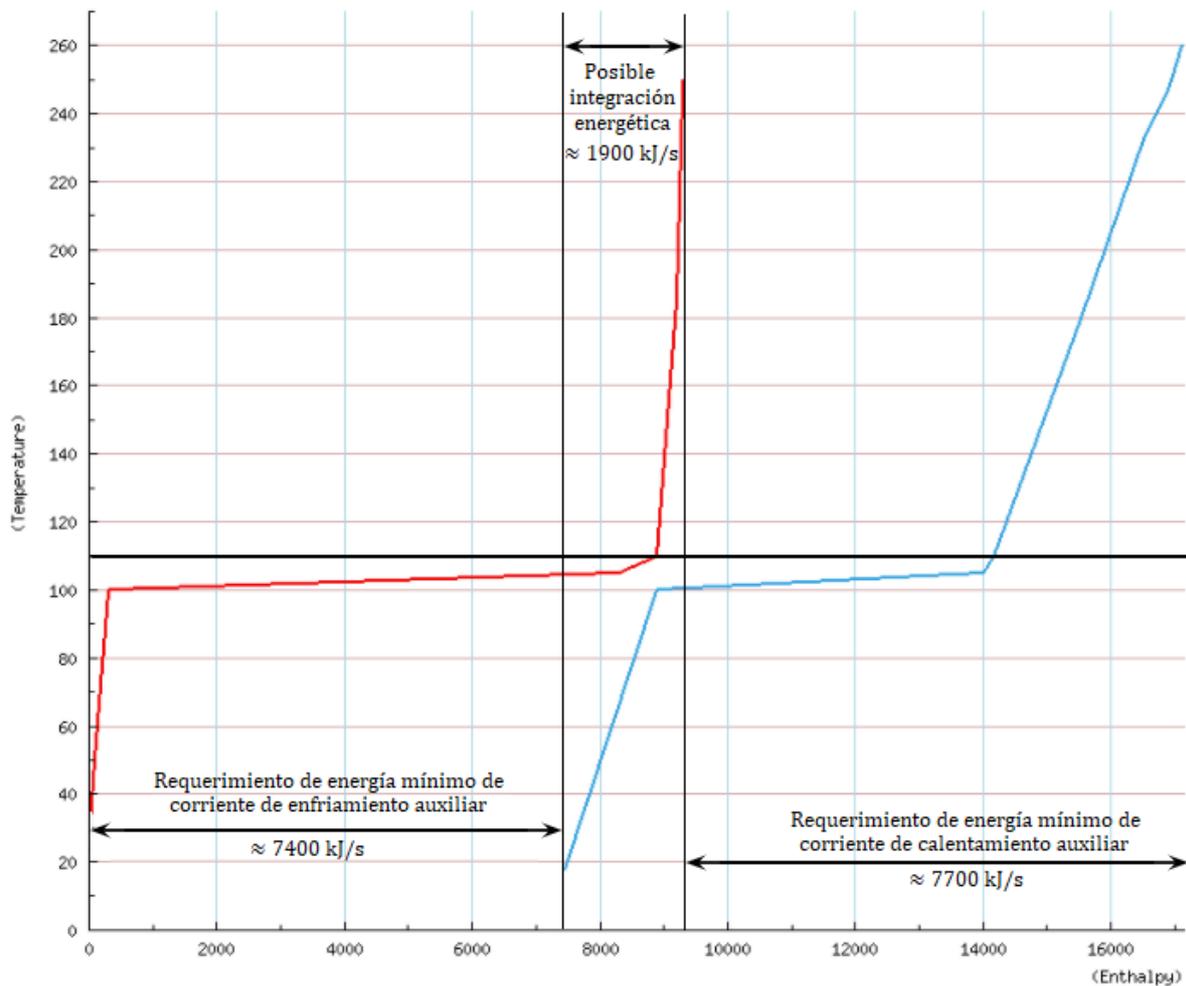


Figura 5-15. Requerimientos de energía mínimos de corrientes auxiliares y posible integración energética.

Teniendo en cuenta las condiciones expuestas anteriormente y el análisis de las gráficas obtenidas, se propone un arreglo de intercambiadores de calor a fin de integrar energéticamente la mayor cantidad de corrientes de proceso de la planta. Se utiliza como criterio minimizar la cantidad de intercambiadores a instalar. La integración se realiza por arriba y por abajo del punto Pinch, y se trata de completar, en primer lugar, aquellas corrientes que quedaron divididas por dicho punto. En la tabla 5-16 se presentan las conexiones realizadas entre corrientes de proceso.

Tabla 5-16. Conexiones entre corrientes de proceso para el arreglo de intercambiadores.

Corriente caliente	Corriente fría	Calor intercambiado [kW]
10B	1B	296.7
2B	1B	1142
13A	1A	120.2
8A	3A	75.7
5A	11A	225.3
Calor total intercambiado		1859.9

Las conexiones presentadas en la tabla 5-16 permiten integrar un calor total de 1859.9 kW. Este valor se encuentra muy próximo al máximo calor a integrar (≈ 1900 kW) que se muestra en la figura 5-15. Si bien se probaron otras conexiones, éstas implicaban una mayor cantidad de intercambiadores de calor o el calor integrado obtenido se alejaba mucho del valor máximo. Es por este motivo que se considera que las conexiones presentadas en la tabla 5-16 forman el arreglo óptimo de intercambiadores de calor entre corrientes de proceso. Las mismas conexiones se pueden observar en la figura 5-16.

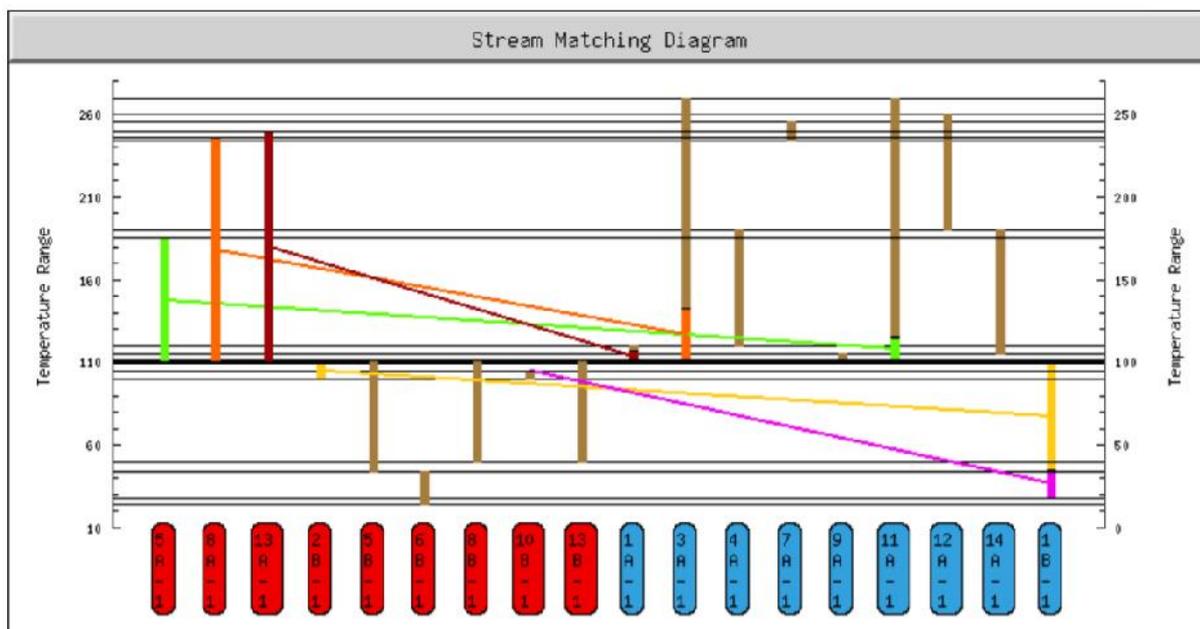


Figura 5-16. Conexiones entre corrientes de proceso para el arreglo de intercambiadores.

A continuación, en las tablas 5-17 y 5-18, se presentan las características de las corrientes frías y calientes, respectivamente. Además, se muestra el calor proveniente de servicios auxiliares que será requerido para terminar de calentar o enfriar las corrientes de proceso.

Tabla 5-17. Características de las corrientes frías.

Corriente	Temperatura Mínima [°C]	Temperatura Máxima [°C]	Carga [kW]	Calor integrado [kW]	Calor requerido [kW]
1	18	110	1614.1	1558.9	55.2
3	100	260	368.4	75.7	292.7
4	110	180	157.1	-	157.1
7	234	246	131.0	-	131.0
9	100	105	4944.0	-	4944.0
11	100	260	2391.0	225.3	2165.7
12	180	250	81.8	-	81.8
14	105	180	57.0	-	57.0
Carga total			9744.4	1859.9	7884.5

Tabla 5-18. Características de las corrientes calientes.

Corriente	Temperatura Mínima [°C]	Temperatura Máxima [°C]	Carga [kW]	Calor integrado [kW]	Calor requerido [kW]
2	100	110	1142.0	1142.0	-
5	44	185.4	422.2	225.3	196.9
6	24	44	76.2	-	76.2
8	50	246	109.2	75.7	33.5
10	100	105	7388.0	296.7	7091.3
13	50	250	171.7	120.2	51.5
Carga total			9309.3	1859.9	7449.4

Como se puede observar en las tablas 5-17 y 5-18, el calor requerido de corrientes auxiliares para terminar de calentar las corrientes frías (7884.5 kW) y el calor requerido de corrientes

auxiliares para terminar de enfriar las corrientes calientes (7449.4 kW) también se encuentran muy próximos a los valores aproximados que se presentan en la figura 5-15 (7700 kW y 7400 kW, respectivamente). Esta situación apoya el hecho de que, con las conexiones propuestas, el calor integrado es muy cercano al máximo disponible y el arreglo de intercambiadores resulta ser el que minimiza los servicios auxiliares necesarios, por lo que se considera como óptimo.

5.4.2. Intercambiadores de calor de la planta

En la figura 5-17 se pueden observar las redes de intercambiadores de calor en la planta propuesta.

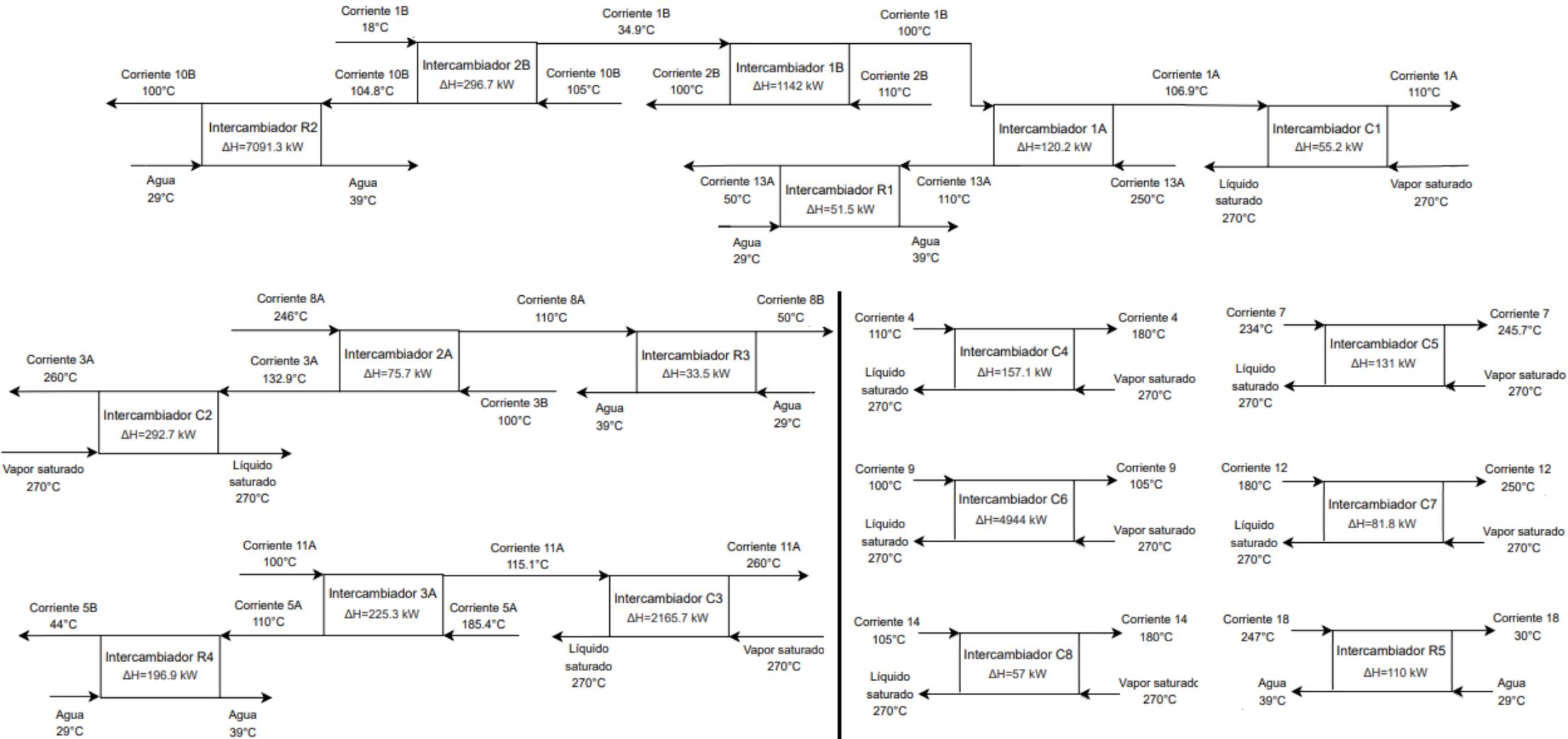


Figura 5-17. Intercambiadores de calor de la planta.

5.4.3. Intercambiadores de calor entre corrientes de proceso

A continuación, en las tablas 5-19 a 5-23, se muestra la información pertinente a cada intercambiador de calor entre corrientes de proceso correspondientes a la propuesta de integración energética.

Tabla 5-19. Datos del intercambiador 1B.

Intercambiador 1B			
Carga del intercambiador [kW]		1142	
ΔT_{ML} [°C]		29.41	
Ubicación del intercambiador		Por debajo del punto Pinch	
Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
SubCorriente	1B	SubCorriente	2B
Temperatura de entrada [°C]	34.91	Temperatura de entrada [°C]	110
Temperatura de salida [°C]	100	Temperatura de salida [°C]	100
Capacidad térmica [kW/°C]	17.5	Capacidad térmica [kW/°C]	114.2

Tabla 5-20. Datos del intercambiador 2B.

Intercambiador 2B			
Carga del intercambiador [kW]		296.7	
ΔT_{ML} [°C]		78.15	
Ubicación del intercambiador		Por debajo del punto Pinch	
Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
SubCorriente	1B	SubCorriente	10B
Temperatura de entrada [°C]	18	Temperatura de entrada [°C]	105
Temperatura de salida [°C]	34.91	Temperatura de salida [°C]	104.8
Capacidad térmica [kW/°C]	17.5	Capacidad térmica [kW/°C]	1477.6

Tabla 5-21. Datos del intercambiador 1A.

Intercambiador 1A			
Carga del intercambiador [kW]		120.2	
ΔT_{ML} [°C]		50.03	
Ubicación del intercambiador		Por encima del punto Pinch	
Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
SubCorriente	1A	SubCorriente	13A
Temperatura de entrada [°C]	100	Temperatura de entrada [°C]	250
Temperatura de salida [°C]	106.9	Temperatura de salida [°C]	110
Capacidad térmica [kW/°C]	17.5	Capacidad térmica [kW/°C]	0.86

Tabla 5-22. Datos del intercambiador 2A.

Intercambiador 2A			
Carga del intercambiador [kW]		75.7	
ΔT_{ML} [°C]		42.43	
Ubicación del intercambiador		Por encima del punto Pinch	
Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
SubCorriente	3A	SubCorriente	8A
Temperatura de entrada [°C]	100	Temperatura de entrada [°C]	246
Temperatura de salida [°C]	132.9	Temperatura de salida [°C]	110
Capacidad térmica [kW/°C]	2.3	Capacidad térmica [kW/°C]	0.56

Tabla 5-23. Datos del intercambiador 3A.

Intercambiador 3A			
Carga del intercambiador [kW]		225.3	
ΔT_{ML} [°C]		30.9	
Ubicación del intercambiador		Por encima del punto Pinch	
Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
SubCorriente	11A	SubCorriente	5A
Temperatura de entrada [°C]	100	Temperatura de entrada [°C]	185.4
Temperatura de salida [°C]	115.1	Temperatura de salida [°C]	110
Capacidad térmica [kW/°C]	14.9	Capacidad térmica [kW/°C]	2.9

Para el cálculo de las áreas de los intercambiadores se consideran equipos alimentados en contracorriente. Se sigue la nomenclatura que indica la figura 5-18.

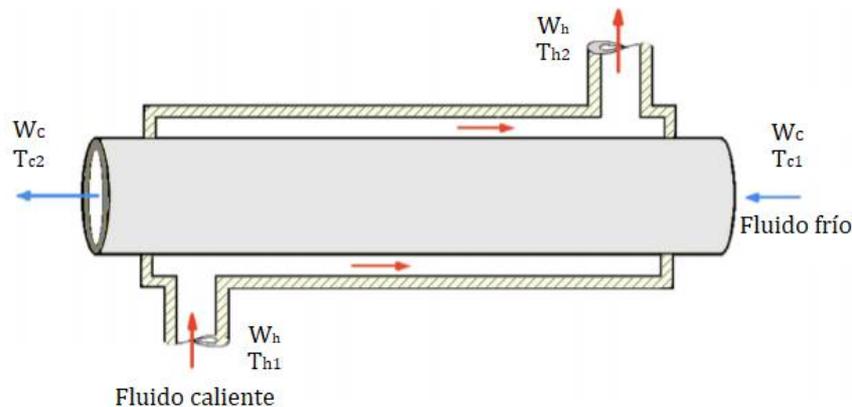


Figura 5-18. Representación de un intercambiador en contracorriente.

Se utiliza el subíndice “h” para indicar que se hace mención al fluido caliente y “c” para el fluido frío. Para cada intercambiador en particular se pueden plantear las siguientes ecuaciones.

Si se produce intercambio de calor sensible:

$$Q = W_h C_{p_h} (T_{h1} - T_{h2}) = W_c C_{p_c} (T_{c1} - T_{c2}) \quad (5-6)$$

o si el intercambio es de calor latente:

$$Q = W \Delta H \quad (5-7)$$

Luego la ecuación de diseño para intercambiadores de calor es:

$$Q = U A \Delta T_{ML} \quad (5-8)$$

Donde

Q : calor intercambiado [kJ/h]

W_h : caudal másico de la corriente caliente [kg/h]

W_c : caudal másico de la corriente fría [kg/h]

Cp_h : capacidad calorífica de la corriente caliente [kJ/kg °C]

Cp_c : capacidad calorífica de la corriente fría [kJ/kg °C]

T_{h1} : temperatura de entrada de la corriente caliente [°C]

T_{h2} : temperatura de salida de la corriente caliente [°C]

T_{c1} : temperatura de entrada de la corriente fría [°C]

T_{c2} : temperatura de salida de la corriente fría [°C]

U : coeficiente global de transferencia de calor [kJ/sm²K]

A : área de intercambio de calor [m²]

ΔT_{ML} : diferencia de temperatura media logarítmica [°C]

ΔH : entalpía de cambio de estado [kW]

A partir de la carga de cada intercambiador expuestas en las tablas 5-19 a 5-23 y con los parámetros necesarios enumerados en la tabla 5-24, se calcula el área requerida en cada intercambiador a partir de la expresión (5-8).

Tabla 5-24. Parámetros necesarios para el cálculo del área de intercambio necesaria.

Intercambiador	U [kW/m ² °C]	ΔT_{ML} [°C]	A [m ²]
1B	0.625	29.4	62.15
2B	0.625	78.1	6.08
1A	0.625	50	3.85
2A	0.625	42.4	2.86
3A	0.625	30.9	11.67

5.4.4. Caldera

La selección y diseño de la caldera es de suma importancia para garantizar que se cumplan todos los requerimientos energéticos necesarios del proceso.

Las calderas se clasifican en función del fluido que circule por los tubos de intercambio del equipo pudiendo ser estas acuotubulares o humotubulares. Las primeras son aquellas en las que el agua se desplaza por el interior de los tubos y los gases de combustión por el exterior

de los mismos. Este tipo de calderas suelen ser utilizadas cuando la presión de trabajo se encuentra por encima de los 22 bares. Por otro lado, en las humotubulares, como su nombre lo indica, los gases de combustión circulan por los tubos por lo que las presiones de operación son menores. En el caso del presente proyecto, dadas las elevadas presiones a las que se debe suministrar el vapor en el proceso de hidrólisis, la caldera a elegir será del tipo acuotubular.

Respecto al agua de alimentación de la caldera, debido al carácter corrosivo del agua de red y las complicaciones que generan las incrustaciones de calcio a causa de las altas temperaturas, se debe alimentar la caldera con agua ablandada.

Del análisis energético surge la necesidad de implementar corrientes auxiliares para intercambiar calor con las corrientes frías de proceso. Al analizar los requerimientos de dichas corrientes auxiliares, se determina la utilización de una única caldera para la producción de vapor. Esta será encargada de producir vapor saturado, tanto para las corrientes auxiliares como para el reactor de hidrólisis, a una temperatura de 270°C y una presión de 55 bares.

El caudal de vapor destinado al reactor de hidrólisis fue determinado en el Capítulo 3 y resulta ser de 399.6 kg/h. Cabe aclarar, en este punto, que el vapor destinado al sistema de hidrólisis, previo a su entrada, debe pasar por una válvula reductora de presión que lo despresuriza hasta 50 bares (presión de operación del reactor de hidrólisis). A la salida de dicha válvula, el vapor se encuentra saturado a una temperatura de 264°C. En este sentido, el caudal de vapor vivo necesario para el sistema de hidrólisis fue calculado en las condiciones posteriores a la válvula reductora de presión, es decir, se calculó considerando $\Delta H_{cond}|_{50\text{ bar}} = 1639.7\text{ kJ/kg}$.

Respecto a las corrientes auxiliares, se calcula el caudal de vapor necesario para las mismas a partir de considerar el calor requerido para calentar las corrientes frías (7884.5 kW) presentado en la tabla 5-17 y la entalpía de condensación en las condiciones de operación de la caldera $\Delta H_{cond}|_{55\text{ bar}} = 1604.4\text{ kJ/kg}$, como se muestra a continuación.

$$Q_{auxiliar} = \text{Caudal}_{vapor} \Delta H_{cond}|_{55\text{ bar}}$$

$$7884.5\text{ kW} = \text{Caudal}_{vapor} 1604.4\text{ kJ/kg}$$

$$\text{Caudal}_{vapor} = 17691.2\text{ kg/h}$$

Luego, se debe considerar el vapor destinado a los eyectores (52.8 kg/h). Al igual que en el caso del vapor vivo destinado a hidrólisis, el vapor que sale de la caldera, previo a dirigirse a los eyectores, pasa por una válvula reductora de presión. En este caso, el vapor se despresuriza hasta llegar a los 100 psig (790.8 kPa = 7.908 bares). A la salida de la válvula, el vapor se encuentra sobrecalentado a una temperatura aproximada de 200°C, efecto deseado para el caso de los eyectores. Nuevamente, cabe aclarar, que el caudal de vapor necesario para los eyectores fue calculado en las condiciones posteriores a la válvula reductora de presión.

Finalmente, considerando el vapor necesario para el sistema de hidrólisis (399.6 kg/h), el requerido para acondicionar las corrientes frías (17691.2 kg/h) y el destinado a los eyectores (52.8 kg/h), la carga total del vapor a producir resulta en un total de 18143.6 kg/h.

Si bien la utilización de calderas a estas presiones son comunes en la industria, no se pudo encontrar un modelo específico de un fabricante que cumpla con los requerimientos establecidos de nuestro sistema. Es por esto, que se decide caracterizar a la misma a partir de los siguientes parámetros:

- Tipo de caldera
- Producción de vapor
- Presión de vapor
- Tipo de combustible a utilizar
- Consumo de combustible por tonelada de vapor a producir
- Requerimiento de agua de reposición

Como se mencionó anteriormente, la caldera será del tipo acuotubular y será alimentada con agua ablandada. El combustible a utilizar será gas natural, del cual se estima un valor calorífico de 8900 kcal/m³ (37253.6 kJ/m³).

En la tabla 5-25, se resumen las características de la caldera a utilizar.

Tabla 5-25. Características de la caldera a utilizar.

Producción de vapor [kg/h]	Temperatura de vapor [°C]	Presión de vapor [bar]	Combustible a utilizar	Carga térmica [kW]	Consumo combustible [m³/ton vapor]
18143.6	270	55	Gas natural	8086	44

5.4.4.1. Intercambiadores de calor calentados con vapor

A continuación, en las tablas 5-26 a 5-33, se muestra la información pertinente a cada intercambiador de calor donde se utiliza vapor como corriente auxiliar como fluido caliente. Para estos se considera que sólo se transfiere calor latente, por lo que el vapor entra y sale a 270°C.

Tabla 5-26. Datos del intercambiador C1.

Intercambiador C1			
Carga del intercambiador [kW]		55.2	
ΔT_{ML} [°C]		161.5	
Área [m ²]		0.6	
U [(kW/m ² °C)]		0.625	
Datos de la corriente fría		Datos de vapor utilizado	
SubCorriente	1A	Caudal [kg/h]	123.6
Temperatura de entrada [°C]	106.9	Temperatura [°C]	270
Temperatura de salida [°C]	110	Estado	Saturado

Tabla 5-27. Datos del intercambiador C2.

Intercambiador C2			
Carga del intercambiador [kW]		292.7	
ΔT_{ML} [°C]		48.5	
Área [m ²]		5	
U [kW/m ² °C]		1.2	
Datos de la corriente fría		Datos de vapor utilizado	
SubCorriente	3A	Caudal [kg/h]	656.8
Temperatura de entrada [°C]	132.9	Temperatura [°C]	270
Temperatura de salida [°C]	260	Estado	Saturado

Tabla 5-28. Datos del intercambiador C3.

Intercambiador C3			
Carga del intercambiador [kW]		2165.7	
ΔT_{ML} [°C]		52.9	
Área [m ²]		34.1	
U [kW/m ² °C]		1.2	
Datos de la corriente fría		Datos de vapor utilizado	
SubCorriente	11A	Caudal [kg/h]	4859.5
Temperatura de entrada [°C]	115.1	Temperatura [°C]	270
Temperatura de salida [°C]	260	Estado	Saturado

Tabla 5-29. Datos del intercambiador C4.

Intercambiador C4			
Carga del intercambiador [kW]		157.1	
ΔT_{ML} [°C]		121.7	
Área [m ²]		2.1	
U [kW/m ² °C]		0.625	
Datos de la corriente fría		Datos de vapor utilizado	
Corriente	4	Caudal [kg/h]	352.5
Temperatura de entrada [°C]	110	Temperatura [°C]	270
Temperatura de salida [°C]	180	Estado	Saturado

Tabla 5-30. Datos del intercambiador C5.

Intercambiador C5			
Carga del intercambiador [kW]		131	
ΔT_{ML} [°C]		29.8	
Área [m ²]		7	
U [kW/m ² °C]		0.625	
Datos de la corriente fría		Datos de vapor utilizado	
Corriente	7	Caudal [kg/h]	293.9
Temperatura de entrada [°C]	234	Temperatura [°C]	270
Temperatura de salida [°C]	246	Estado	Saturado

Tabla 5-31. Datos del intercambiador C6.

Intercambiador C6			
Carga del intercambiador [kW]		4944	
ΔT_{ML} [°C]		167.5	
Área [m ²]		24.6	
U [kW/m ² °C]		1.2	
Datos de la corriente fría		Datos de vapor utilizado	
Corriente	9	Caudal [kg/h]	11093.5
Temperatura de entrada [°C]	100	Temperatura [°C]	270
Temperatura de salida [°C]	105	Estado	Saturado

Tabla 5-32. Datos del intercambiador C7.

Intercambiador C7			
Carga del intercambiador [kW]		81.8	
ΔT_{ML} [°C]		46.5	
Área [m ²]		2.8	
U [kW/m ² °C]		0.625	
Datos de la corriente fría		Datos de vapor utilizado	
Corriente	12	Caudal [kg/h]	183.5
Temperatura de entrada [°C]	180	Temperatura [°C]	270
Temperatura de salida [°C]	250	Estado	Saturado

Tabla 5-33. Datos del intercambiador C8.

Intercambiador C8			
Carga del intercambiador [kW]		57	
ΔT_{ML} [°C]		123.7	
Área [m ²]		0.4	
U [kW/m ² °C]		1.2	
Datos de la corriente fría		Datos de vapor utilizado	
Corriente	14	Caudal [kg/h]	127.9
Temperatura de entrada [°C]	105	Temperatura [°C]	270
Temperatura de salida [°C]	180	Estado	Saturado

5.4.5. Sistema de enfriamiento

Se plantea un sistema de enfriamiento a modo de obtener el caudal de agua requerido para enfriar las corrientes de proceso que no se pudieron integrar energéticamente en el análisis Pinch. Para realizar el diseño del sistema de enfriamiento, se deben analizar las condiciones requeridas por cada una de las corrientes a enfriar (corrientes calientes).

A continuación, se detallan los equipos utilizados a fin de cumplir con el requerimiento propuesto.

5.4.5.1. Torre de enfriamiento

Uno de los equipos más utilizados en la industria para refrigerar corrientes son las torres de enfriamiento. Estos son equipos de transferencia de masa y calor entre una corriente caliente a enfriar (agua) y aire atmosférico. El funcionamiento de la torre es básicamente el siguiente: el aire entra por el fondo y sale por la parte superior mientras que el agua caliente se bombea desde el tope hacia la parte inferior de la torre (disposición en contracorriente) y se rocía en la corriente de aire. El propósito de este rociado es exponer una gran cantidad de área superficial de agua al aire. Debido a la gravedad las gotas de agua caen, una fracción pequeña se evapora y enfría el agua restante. El contenido de humedad que posee el aire y la temperatura a la cual se encuentra el mismo aumentan durante el proceso. El agua enfriada se acumula en el fondo de la torre y se reutiliza en los equipos correspondientes. Se debe añadir agua de reemplazo al ciclo para poder sustituir las pérdidas por evaporación y arrastre que sufre en la torre.

Se distinguen dos tipos de arreglo respecto al ingreso del aire en las torres de enfriamiento de agua: tiro natural y tiro mecánico. Por lo general, el arreglo que más se utiliza es el de tiro mecánico. Dentro de este tipo de arreglo, a su vez, se puede tener tiro forzado o inducido. En el caso de tiro forzado, el aire es empujado mediante un ventilador que se encuentra en el fondo de la torre. Sin embargo, debido a que el tiro forzado reduce la efectividad de la torre, se utilizan normalmente las torres de tiro inducido, con un ventilador en la parte superior. Las torres de tiro inducido, además de solucionar el inconveniente que poseen las de tiro forzado, proporcionan una distribución del aire más uniforme en la parte interna.

A fin de calcular la temperatura de salida del agua de la torre de enfriamiento, se debe conocer la temperatura del bulbo húmedo del aire a utilizar. Esta se calcula a partir del uso de la carta psicrométrica. A fin de adoptar un criterio conservador, se trabaja en la peor situación, es decir, el día de mayor temperatura ambiente de la zona en donde se encuentra ubicada la planta industrial. Es por ello que se considera que la temperatura del bulbo seco es de 30°C y la humedad relativa promedio resulta del 50%. Al entrar al diagrama psicrométrico aire-agua con esos dos valores, se obtiene una temperatura de bulbo húmedo de 24°C, como se muestra en la figura 5-19.

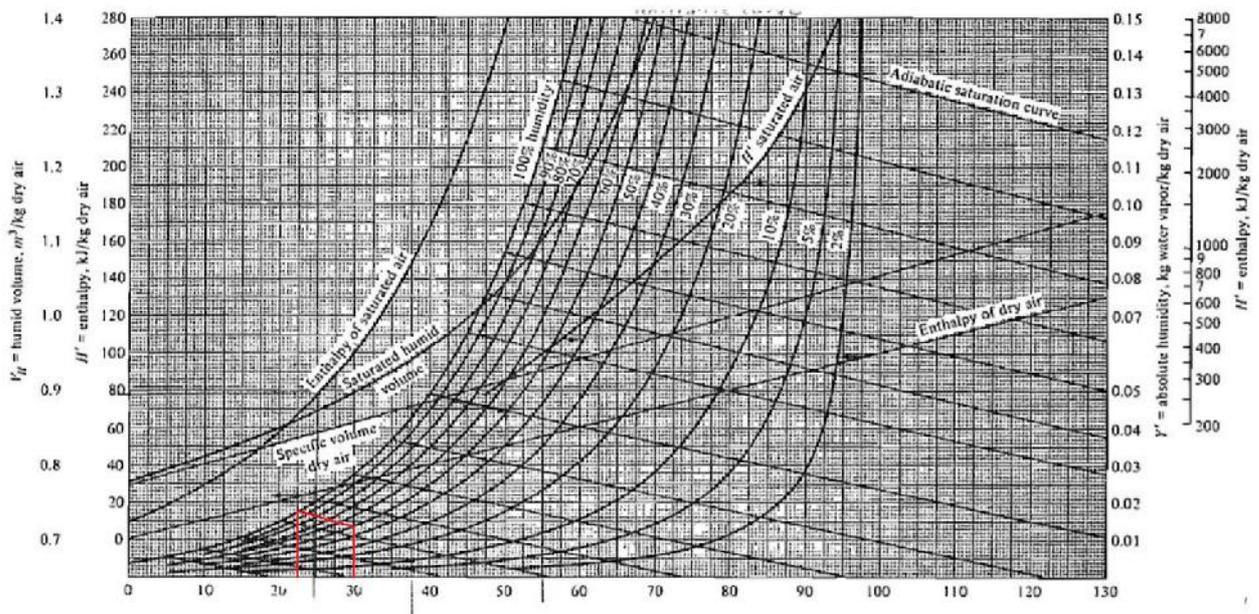


Figura 5-19. Carta psicrométrica utilizada.

Considerando la temperatura de bulbo húmedo y la temperatura de bulbo seco, se busca en catálogos torres de enfriamiento con condiciones de diseño que se aproximen. Se selecciona la línea de torres de enfriamiento NTG, cuya representación y condiciones de diseño se presentan en la figura 5-20.

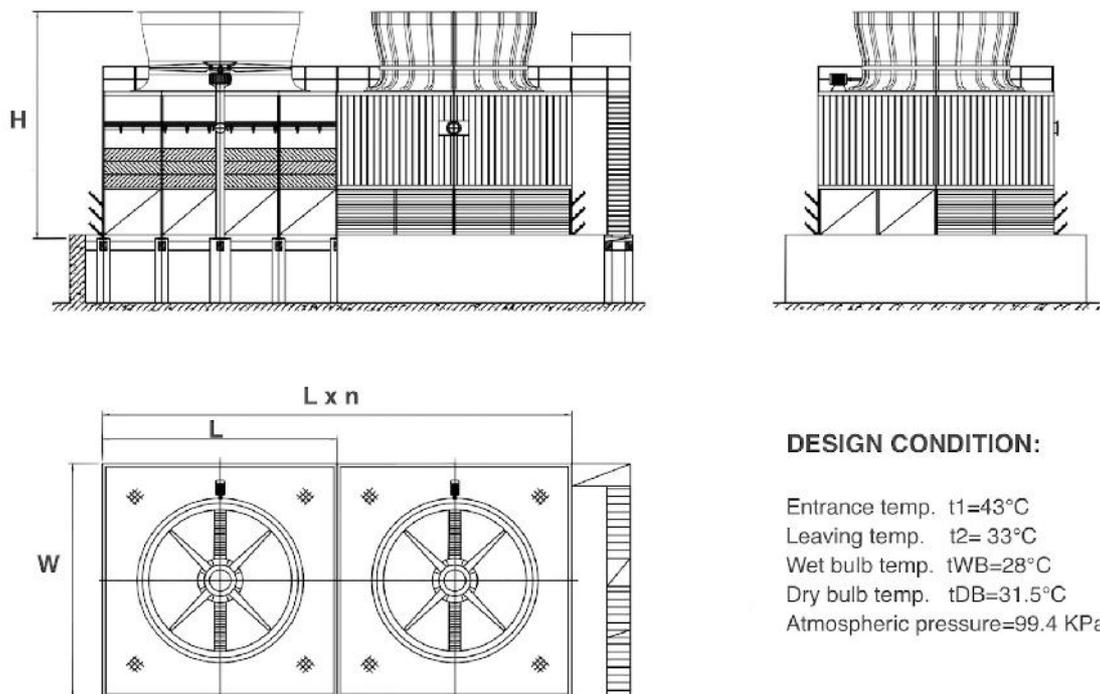


Figura 5-20. Representación y condiciones de diseño de la línea NTG de torres de enfriamiento.

A modo de determinar las temperaturas de ingreso y egreso del agua a enfriar, se deben tener en cuenta dos aspectos primordiales.

En primer lugar, se debe considerar que existe un límite práctico hasta el cual se puede enfriar la corriente de proceso. Esta limitación se fundamenta en la fuerza impulsora de transferencia de masa que debe haber entre las dos fases y se relaciona con la temperatura de bulbo húmedo. La mínima temperatura que puede enfriarse el agua es la temperatura de bulbo húmedo. Sin embargo, a fines prácticos, se suele realizar el diseño de las torres considerando la temperatura de salida del agua 5°C por encima de la temperatura de bulbo húmedo del ambiente. En el proyecto estudiado esta última resulta de 24°C lo que implica una temperatura de egreso del agua de 29°C.

En segundo lugar, dado que las torres de enfriamiento enfrían corrientes en un rango de entre 5 y 10°C, la temperatura de entrada debe ser tal para que se cumpla el intervalo de enfriamiento. Es por eso que se determina que la temperatura de entrada sea 39°C ya que esta cae dentro del rango establecido (10°C).

Si bien las condiciones mencionadas no coinciden exactamente con las establecidas por el fabricante (figura 5-20), debido a las cercanías de las mismas, se asume que la torre funciona de manera correcta y que la torre será compatible con la necesaria para el proyecto estudiado.

Al tener en cuenta que el agua ingresa a la torre a 39°C y sale de la misma a 29 °C, se calcula el caudal de agua necesaria para enfriar aquellas corrientes que no se pudieron integrar energéticamente. Al observar los datos presentados en la tabla 5-18, se puede afirmar que todas las corrientes calientes, excepto la corriente 6 (que corresponde a la corriente a cristalizar), se pueden enfriar con el agua que sale de la torre de enfriamiento seleccionada.

$$Q_{a \text{ remover de corrientes calientes}} = 7449.4 \text{ kW}$$

$$Q_{a \text{ remover de corriente 6}} = 76.2 \text{ kW}$$

Por otro lado, también se debe considerar el tratamiento de la corriente 18 que no fue incluida en el análisis Pinch debido a que la misma se enfriará para ser utilizada como corriente auxiliar para el lavado del sebo en rama.

$$Q_{a \text{ remover de corriente 18}} = 110 \text{ kW}$$

Finalmente, el caudal de agua con el que opera la torre de enfriamiento se calcula a partir de la cantidad de calor total a remover, la capacidad calorífica del agua y su diferencia de temperatura, como se muestra en la expresión (5-9). Se considera un ciclo cerrado, es decir, el agua a 29 °C que sale de la torre se dirige a los respectivos intercambiadores, de donde sale a 39 °C para luego ingresar nuevamente a la torre de enfriamiento.

$$Q_{total\ a\ remover} = m_{agua} C_{p\ agua} (T_{salida} - T_{entrada}) \quad (5-9)$$

Donde,

$$Q_{total\ a\ remover} = 7449.4\ kW - 76.2\ kW + 110\ kW = 7483.2\ kW$$

Luego, al reescribir la expresión (5-9) y reemplazar valores, se obtiene el caudal de agua necesario.

$$m_{agua} = \frac{Q_{total\ a\ remover}}{C_{p\ agua} (T_{salida} - T_{entrada})} = \frac{7483.2\ kW}{4.18\ \frac{kJ}{^{\circ}C\ kg} (39\ ^{\circ}C - 29\ ^{\circ}C)} = 179\ \frac{kg}{s}$$

$$m_{agua} = 179\ \frac{kg}{s} = 644470\ \frac{kg}{h}$$

Mediante la densidad del agua, se obtiene el caudal volumétrico como se muestra a continuación.

$$Caudal\ volumétrico\ agua = \frac{m_{agua}}{\rho_{agua}} = \frac{644470\ kg/h}{997\ kg/m^3} = 646.4\ m^3/h$$

Una vez definido el caudal de agua necesario, se elige el modelo, dentro de la línea de torres de enfriamiento NTG, que mejor aproxime a dicho valor. En la tabla 5-34, se presentan los distintos modelos dentro de la línea de torres de enfriamiento NTG con sus respectivas características.

Tabla 5-34. Modelos de la línea de torres de enfriamiento NTG con sus respectivas características.

Modelo	Flujo de agua [m ³ /h]	Capacidad de enfriamiento [Kcal/ h]	Dimensión [mm]			Ventilador	
			Longitud	Anchura	Altura	Diámetro [mm]	Potencia [kW]
NTG-800	800	8.0x10 ⁶	7400	7400	7800	4700	30
NTG-1000	1000	1.0x10 ⁷	9000	9000	8700	5460	45
NTG-1500	1500	1,5x10 ⁷	10500	10500	9500	6000	55
NTG-2000	2000	2.0x10 ⁷	12000	12000	10200	7700	90
NTG-2500	2500	2.5x10 ⁷	13500	13500	10700	8000	132
NTG-3000	3000	3.0x10 ⁷	15000	15000	11400	8530	160
NTG-3500	3500	3,5x10 ⁷	16000	16000	12100	9140	160
NTG-4000	4000	4.0x10 ⁷	17400	17400	12400	9140	200
NTG-5000	5000	5.0x10 ⁷	18380	18380	13900	10300	250

Teniendo en cuenta que el caudal de agua necesario es 646.4 m³/h, se selecciona la torre de enfriamiento modelo NTG - 800. Si bien dicho modelo permite tratar hasta 800 m³/h de agua, se considera la diferencia como un posible margen de error ante cualquier cambio en las condiciones de operación de la torre, adoptando de esta manera, un criterio conservador.

A continuación, en la tabla 5-35, se presentan características adicionales del modelo de torre de enfriamiento seleccionado.

Tabla 5-35. Características adicionales del modelo de torre de enfriamiento NTG - 800.

Caja	Poliéster reforzado con fibra de vidrio (FRP)
Cuadro	HDGS / Acero inoxidable / Concreto
Motor	Cerrado, IP 55, clase F
Pila de ventiladores	Poliéster reforzado con fibra de vidrio (FRP)
Pasamanos y jaula	HDGS
Relleno	PVC ignífugo
Eliminador de deriva	PVC ignífugo
Sistema de distribución	HDGS y PVC
Tablilla	Poliéster reforzado con fibra de vidrio
Cuenca	Concreto (por otros)

5.4.5.2. Intercambiadores de calor refrigerados con agua proveniente de la torre

A continuación, en las tablas 5-36 a 5-40, se muestra la información pertinente a cada intercambiador de calor donde se utiliza el agua que sale de la torre de enfriamiento como corriente auxiliar a modo de refrigerante.

Tabla 5-36. Datos del intercambiador R1.

Intercambiador R1			
Carga del intercambiador [kW]		51.5	
ΔT_{ML} [°C]		41	
Área [m ²]		2	
U [kW/m ² °C]		0.625	
Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
Caudal [kg/h]	4435.4	SubCorriente	13A
Temperatura de entrada [°C]	29	Temperatura de entrada [°C]	110
Temperatura de salida [°C]	39	Temperatura de salida [°C]	50

Tabla 5-37. Datos del intercambiador R2.

Intercambiador R2			
Carga del intercambiador [kW]		7091.3	
ΔT_{ML} [°C]		68.4	
Área [m ²]		86.4	
U [kW/m ² °C]		1.2	
Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
Caudal [kg/h]	610734	SubCorriente	10B
Temperatura de entrada [°C]	29	Temperatura de entrada [°C]	104.8
Temperatura de salida [°C]	39	Temperatura de salida [°C]	100

Tabla 5-38. Datos del intercambiador R3.

Intercambiador R3			
Carga del intercambiador [kW]		33.5	
ΔT_{ML} [°C]		41	
Área [m ²]		1.3	
U [kW/m ² °C]		0.625	
Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
Caudal [kg/h]	2885.2	SubCorriente	8B
Temperatura de entrada [°C]	29	Temperatura de entrada [°C]	110
Temperatura de salida [°C]	39	Temperatura de salida [°C]	50

Tabla 5-39. Datos del intercambiador R4.

Intercambiador R4			
Carga del intercambiador [kW]		196.9	
ΔT_{ML} [°C]		36.1	
Área [m ²]		8.7	
U [kW/m ² °C]		0.625	
Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
Caudal [kg/h]	16957.9	SubCorriente	5B
Temperatura de entrada [°C]	29	Temperatura de entrada [°C]	110
Temperatura de salida [°C]	39	Temperatura de salida [°C]	44

Tabla 5-40. Datos del intercambiador R5.

Intercambiador R5			
Carga del intercambiador [kW]		110	
ΔT_{ML} [°C]		57	
Área [m ²]		1.6	
U [kW/m ² °C]		1.2	
Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
Caudal [kg/h]	9473.7	Corriente	18
Temperatura de entrada [°C]	29	Temperatura de entrada [°C]	247
Temperatura de salida [°C]	39	Temperatura de salida [°C]	30

5.4.5.3. Equipo de refrigeración

Dado que el agua sale de la torre de enfriamiento a 29°C, la misma no puede utilizarse para tratar la corriente 6. La misma ingresa al cristalizador y debe ser enfriada desde 44°C a 24°C.

Físicamente, la corriente caliente 6 no puede enfriarse más allá de la temperatura de ingreso de la corriente fría (agua de salida de la torre de enfriamiento), por lo que se requiere de un sistema de refrigeración adicional.

El sistema de refrigeración estará compuesto por un compresor, un condensador, una válvula de expansión y un evaporador. En la figura 5-21, se muestra un esquema representativo de dicho equipo.

- *Condensador.* El objetivo del condensador es extraer calor del refrigerante. Este calor, en principio, es la suma del calor absorbido por el evaporador y el producido por el trabajo de compresión.
- *Compresor.* La función del compresor en el ciclo de refrigeración es aspirar el vapor que sale del evaporador y ayudarlo a entrar en el condensador. Este trabajo lo consigue mediante la aportación de una energía exterior, como es la electricidad.
- *Evaporador.* Este elemento es un intercambiador de calor que, por sus necesidades caloríficas, absorbe calor del medio en el que se encuentra y produce la evaporación del fluido refrigerante, con lo cual enfría la corriente de proceso.

- *Válvula de expansión.* La misión fundamental de la válvula de expansión en el ciclo de refrigeración es proporcionar la diferencia de presión establecida entre los lados de alta y de baja presión del circuito de refrigeración.

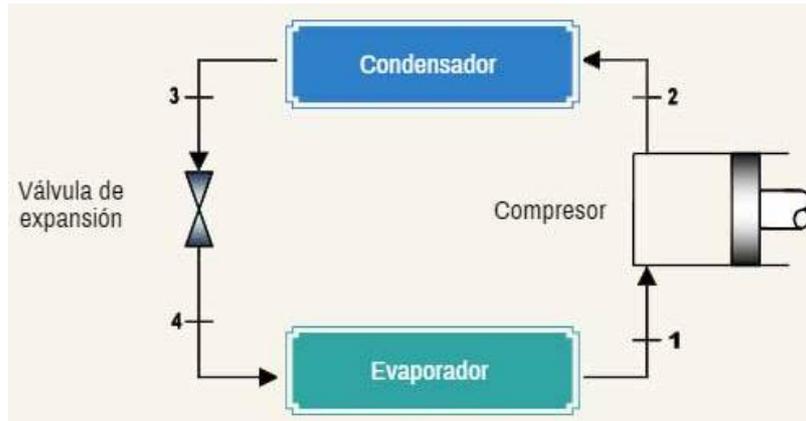


Figura 5-21. Equipo de refrigeración.

5.4.5.3.1. Cálculo del caudal de refrigerante

En un ciclo de refrigeración ideal, los intercambios de calor se producen en el condensador y en el evaporador. En el condensador, la corriente auxiliar (el refrigerante) condensa al disipar calor al ambiente. En el evaporador, el refrigerante se evapora al absorber calor de la corriente de proceso (corriente 6). En el caso del evaporador, la presión y, por tanto, la temperatura, son constantes al tratarse de una operación en la que ocurre un cambio de fase. Respecto al condensador, al mismo entra vapor sobrecalentado proveniente del compresor y sale líquido saturado, manteniéndose la presión constante.

A fin de determinar la temperatura de operación tanto del evaporador como del condensador, se debe seleccionar la mínima diferencia de temperatura que asegure fuerza impulsora para el intercambio de calor entre las correspondientes corrientes en cada equipo. En este sentido, se selecciona una diferencia mínima de temperatura de 10°C .

Como se mencionó, en el condensador, el refrigerante disipa calor al ambiente. A fin de definir la temperatura del ambiente, se opta por tomar un criterio conservador y, por tanto, se trabaja en la peor situación, es decir, el día de mayor temperatura (30°C). Luego, al considerar la diferencia mínima de temperatura, resulta que la temperatura óptima de operación para el condensador es de 40°C (debe ceder calor al ambiente, por lo que su temperatura debe ser mayor a la ambiental).

En el evaporador, el refrigerante debe absorber calor de la corriente de proceso que se quiere enfriar (corriente 6). La corriente 6 debe enfriarse en el cristizador desde 44°C a 24°C. Luego, considerando la mínima diferencia de temperatura y que la fuerza impulsora será menor cuanto menor es la temperatura de la corriente de proceso, se define la temperatura de operación del evaporador en 14°C. Sin embargo, a fin de tener un posible margen de error, se selecciona 10°C como la temperatura óptima de trabajo del evaporador.

En la tabla 5-41, se resumen las principales características del sistema de refrigeración seleccionado.

Tabla 5-41. Características del sistema de refrigeración.

Compresor	Condensador	Evaporador	Refrigerante
Semi cerrado de doble tornillo	T = 40°C	T = 10°C	R22

El equipo de refrigeración se debe diseñar en función del calor que se debe remover de la corriente 6 en el evaporador. Como se muestra en la tabla 5-18, el calor a remover de esta corriente es de 76.2 kW.

A fin de obtener el valor del caudal másico de refrigerante necesario, se iguala el calor que se debe remover de la corriente 6 con el calor que requiere el refrigerante para evaporarse en el evaporador a la temperatura previamente seleccionada. Teniendo en cuenta que el refrigerante sufre un cambio de fase en el evaporador, la igualdad viene dada por la expresión (5-10).

$$Q = m_{ref} (H_1 - H_4) \quad (5-10)$$

Donde

Q : calor a remover de la corriente 6 [kW]

m_{ref} : caudal másico de refrigerante [kg/s]

H_1 : entalpía del punto 1 [kJ/kg] – (figura 5 – 22)

H_4 : entalpía del punto 4 [kJ/kg] – (figura 5 – 22)

En la figura 5-22, se muestra el diagrama Presión-Entalpía para el refrigerante elegido (R22) donde se puede ver marcado en rojo el ciclo de refrigeración seleccionado en el cual se indican los puntos de referencia.

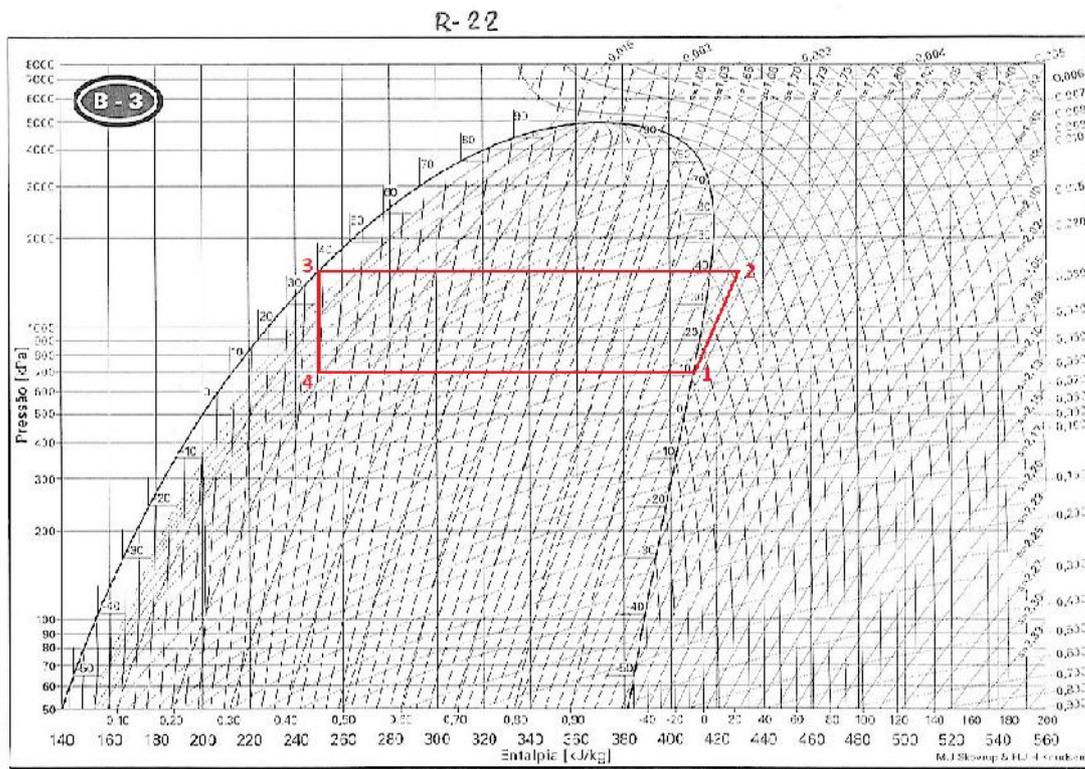


Figura 5-22. Diagrama P-H para el refrigerante R22.

Al analizar el ciclo de refrigeración marcado en la figura 5-22, se puede decir que $H_3 = H_4$ ya que se asume que la válvula de expansión trabaja de manera isoentálpica. Por otro lado, al conocer $T_{\text{condensador}} = 40^\circ\text{C}$ y saber que el punto 3 es un punto saturado, se puede obtener el valor de H_3 y, por lo tanto, conocer H_4 . Luego, al conocer $T_{\text{evaporador}} = 10^\circ\text{C}$ y al ser el punto 1 un punto saturado se puede hallar H_1 .

Utilizando la figura 5-22, se entra con $T = 40^\circ\text{C}$ hasta cortar el equilibrio y se lee la entalpía correspondiente (H_4). De igual manera se procede para $T = 10^\circ\text{C}$ y se lee H_1 . En consecuencia, se obtienen los siguientes valores:

$$H_4 = 250 \text{ kJ/kg}$$

$$H_1 = 410 \text{ kJ/kg}$$

Luego, al reemplazar los valores de entalpía y el calor a remover de la corriente 6 (76.2 kW) en la expresión (5-10), se despeja y obtiene el caudal másico de refrigerante necesario.

$$m_{\text{refrigerante}} = 0.476 \text{ kg/s} = 1714.5 \text{ kg/h}$$

A fin de calcular la potencia consumida por el compresor, se utiliza la expresión (5-11).

$$Pot_{compresor} = m_{refrigerante} (H_2 - H_1) \quad (5-11)$$

Donde

$Pot_{compresor}$: potencia consumida por el compresor [kW]

m_{ref} : caudal másico de refrigerante [kg/s]

H_1 : entalpía del punto 1 [kJ/kg]

H_2 : entalpía del punto 2 [kJ/kg]

De la figura 5-22, se lee $H_2 = 430$ kJ/kg. Luego, al conocer H_1 y el $m_{refrigerante}$, se reemplazan los valores en la expresión (5-11) y se obtiene la potencia requerida para el compresor.

$$Pot_{compresor} = 9.5 \text{ kW}$$

5.5. Análisis de consumo energético

Una vez analizados todos los equipos que consumen potencia en la planta, se resumen en la tabla 5-42 dichos consumos. Se debe tener en cuenta que, si bien en la realidad todas las corrientes requerirán de equipos para impulsar los fluidos, en el cálculo de la potencia requerida de la planta sólo se especifican los consumos de aquellos que se consideran fundamentales. En cuanto al resto de los equipos, se supone que los mismos requieren de una potencia aproximadamente igual al 20% de la potencia consumida por los equipos fundamentales.

Tabla 5-42. Potencia consumida por los equipos de la planta propuesta.

Equipo	Función	Consumo total [kW]
Tolva TRI 6-25	Recepción de la materia prima	0.5
Cinta transportadora con aspersores de agua	Transporte y lavado de la materia prima	3
Trituradora PB 10/20	Reducción del tamaño de la materia prima	37
Filtro ASSO-2.5	Filtración del sebo fundido	5.48
Centrífuga de disco A-1000	Separación de impurezas y sólidos	5.5
Motor trifásico MA 100L1-2 (5)	Motor para el sistema de agitación	15
Bomba Sihimulti MSM, $n=1450 \text{ min}^{-1}$	Impulsión del sebo depurado al reactor de hidrólisis	8.7
Bomba Sihimulti MSM, $n=1450 \text{ min}^{-1}$	Impulsión de una de las corrientes de agua al reactor de hidrólisis	5.1
Bomba Sihimulti MSM, $n=1450 \text{ min}^{-1}$	Impulsión de una de las corrientes de agua al reactor de hidrólisis	33.7
Bomba Sihimulti MSM, $n=2950 \text{ min}^{-1}$	Impulsión del agua a la caldera	5.9
Ventilador de la torre de enfriamiento	Impulsión de aire en la torre	30
Compresor del sistema de refrigeración	Impulsión del vapor hacia el condensador	9.5
Decantador centrífugo	Separar las fases oleosa y acuosa luego del reactor de neutralización	20
Subtotal		179.4
Adicionales	20% de la potencia subtotal	35.9
Total		215.3

De lo expuesto en la tabla 5-42, se puede concluir que para el funcionamiento de la planta en cuestión es necesaria una potencia de 215.3 kW.

5.6. Bibliografía

- Ludwig, E. (1965). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Vol 1.
- Stanley M. W. (1990), *Chemical Process Equipment. Selection and Design*.
- Norma de calidad de gas natural (2009). ENARGAS: Obtenido de:
<https://www.enargas.gob.ar/secciones/normativa/pdf/normas-discusion/NAG-602.pdf>
- Sistema de refrigeración DAIKIN. Obtenido de:
https://www.daikin.eu/content/dam/document-library/installation-manuals/as/water-cooled-chiller/ewld-i-ss/EWWD-EWLD-I-_IOM_D-EIMWC00404-14EN_Installation%20manuals_English.pdf
- Cao, E. (2004). *Transferencia de calor en ingeniería de procesos*.
- Torre de enfriamiento. Obtenido de:
<https://www.newincoolingtower.com/product/industrial-usage-cooling-tower-39.html>
- Flottweg. *La centrífuga de discos Flottweg*. Obtenido de:
https://www.flottweg.com/fileadmin/user_upload/data/pdf-downloads/Separator-ES.pdf
- Bombas centrífugas. Obtenido de:
<https://www.sterlingsihi.com/cms/es/Spain/home/productos-y-servicios/bombas-de-liquidos/bombas-de-alta-presion/serie-sihimulti-msl-msm.html>
- Agrovín (2015). *Filtros rotatorios de vacío*. Obtenido de:
https://www.agrovin.com/agrv/pdf/maquinaria/filtracion/filtro_vacio.pdf
- Emerson (2019). *Leading the way in pressure relief technology*. Obtenido de:
<https://www.emerson.com/documents/automation/product-brochure-pressure-relief-valves-product-overview-brochure-anderson-greenwood-crosby-sempell-en-en-5887196.pdf>
- *Sistemas auxiliares del proceso*. Obtenido de:
<http://ocw.uc3m.es/ingenieria-quimica/quimica-ii/material-de-clase-1/MC-F-004.pdf>
- Treybal, R., E. *Transferencia de masa*. Edición II.
- Capítulo 5: integración de calor. Obtenido de:
http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/leip/alvarez_e_c/capitulo5.pdf

CAPÍTULO 6

Análisis económico del proyecto

6.1. Objetivos del capítulo

El objetivo principal del capítulo en cuestión es el análisis económico del proyecto. Para ello, en primer lugar, se analiza el costo de inversión que incluye los equipos principales, el terreno y factores que componen la inversión fija, la fija total y la total.

Luego, se estiman los costos de operación tanto variables como fijos. A partir de la estimación de los mismos, teniendo en cuenta los ingresos por ventas, se realiza el cuadro de fuentes y usos de fondos. Con dicho cuadro, se evalúa la rentabilidad del proyecto.

Además, se realiza un análisis de sensibilidad paramétrica y se observan los cambios frente a variaciones de ciertos parámetros considerados críticos en el resultado de rentabilidad del proyecto. Por último, también se presenta el cronograma del proyecto.

6.2. Estimación del costo de inversión (CapEx)

A partir de una investigación de mercado es posible establecer la cantidad de productos a vender, ya sean bienes industriales o servicios. Como consecuencia de ello, el estudio de mercado fija las bases mínimas para determinar la capacidad de la planta industrial/empresa de servicios a instalar, lo que se relaciona directamente con la inversión. Esta última, puede definirse como la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación, ya sea de bienes industriales o servicios.

La inversión total requerida para realizar y operar el proyecto se compone de dos partes:

- *Inversión fija total* (I_{FT}): es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Representa la suma del valor de todos los activos de la planta.
- *Inversión en capital de trabajo* (I_W): también llamado "capital de giro", comprende las disponibilidades de capital necesario para que, una vez que la planta se encuentre instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios técnico-económicos. En otras palabras, es el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, es decir, financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas.

Luego, la inversión total (I_T) se define como la suma de las dos partes mencionadas previamente, como se muestra a continuación.

$$I_T = I_{FT} + I_W$$

Donde, la inversión fija total se obtiene de la suma del valor del terreno y la inversión fija.

$$I_{FT} = I_F + terreno$$

Para estimar la inversión fija de un proyecto existen distintos métodos, que varían desde una aproximación rápida y simplificada hasta un cálculo detallado y preparado con exactitud a partir de un diagrama de flujo. En este caso, se utiliza el método de Chilton, denominado Método de los Factores, con el cual se puede extrapolar la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso instalados y, de esta forma, estimar la inversión fija con un error del 10-15%. El punto de partida de este método es la estimación de la inversión de los equipos principales de proceso con instalación, lo que se denomina I_E . Los otros componentes de la inversión, necesarios para completar el sistema, se correlacionan con la inversión en los equipos principales instalados, por lo que la inversión fija se puede estimar a partir de la aplicación de factores experimentales a la inversión básica I_E . El cálculo de la inversión fija se realiza con la siguiente ecuación.

$$I_F = I_E (1 + \sum f_i) (1 + \sum f_{li})$$

Donde

I_F : inversión fija del sistema completo (sin terreno)

I_E : valor de los equipos principales instalados

f_i : factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa

f_{li} : factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta

6.2.1. Equipamiento

Se debe detallar el costo de cada uno de los equipos considerados principales, incluyendo su importación, nacionalización e instalación. Debido a que la información disponible del costo de cada equipo, por lo general, no se encuentra referenciada al año actual es necesario realizar la correspondiente actualización mediante el uso de índices de costos.

6.2.1.1. Índice de costos

En el caso en que la información sobre el precio de los equipos o de plantas similares corresponda a períodos anteriores, se deben hacer modificaciones debido al cambio de las condiciones económicas a través del tiempo. Esta actualización puede realizarse mediante el uso de los índices de costos.

Un índice de costos consiste en un número adimensional que muestra la relación entre el precio de un bien en un tiempo dado y el precio del mismo bien en un tiempo llamado "base". Si se conoce el precio pasado en una fecha determinada y los índices de costos correspondientes, el precio presente se puede calcular como se muestra a continuación.

$$\text{Valor a tiempo presente} = \text{Valor a tiempo base} \frac{\text{Índice a tiempo presente}}{\text{Índice a tiempo base}}$$

Existen publicaciones internacionales, como las que se encuentran en la revista Chemical Engineering, que muestran regularmente varios indicadores económicos. En el caso de ser necesario estimar el costo de equipos a tiempo presente, debe utilizarse el Índice para equipos de Procesos (Marshall & Swift Equipment Cost Index). Este es un índice promedio ponderado del precio de los equipos sin instalar en ocho diferentes industrias de procesos. El "índice a tiempo presente" corresponde al factor en el año 2019, mientras que el "índice a tiempo base" dependerá del año de publicación del precio encontrado. Se utiliza el factor del año 2019 debido a que estos índices son estimados anualmente y, al momento de realización de este proyecto, transcurre el año 2020.

En la tabla 6-1, se detallan los índices de costos que se utilizarán para realizar la correspondiente actualización del costo de cada uno de los equipos.

Tabla 6-1. Índices de costos.

Año	2002	2014	2019
Índice de costo	395.6	576.1	767.5

A continuación, se detalla cada uno de los costos de los equipos que serán considerados en la I_E para estimar la inversión fija mediante el Método de los Factores.

6.2.1.2. Tolva

En la recepción de la materia prima, se requiere trasladar el sebo en rama desde el camión de transporte hasta el sector de lavado. Para ello se utiliza como equipo de recepción una tolva. La estimación del costo de la misma se realiza teniendo en cuenta el caudal de sebo a procesar. En consecuencia, se obtiene un costo para el año 2014 de 10900 USD. Al actualizar dicho valor al año 2019, por medio del índice de costos, se obtiene el costo final de los equipos receptores de materia prima.

$$\text{Costo de tolva} = 14521 \text{ USD}$$

6.2.1.3. Cinta transportadora

Luego de pasar por la tolva, el sebo en rama debe ser transportado para comenzar con su acondicionamiento. El transportador elegido para tal fin, como ya se mencionó en el Capítulo 5, es el transportador de banda. De esta manera, la materia prima pasa a una cinta transportadora donde es lavada y transportada al mismo tiempo. Para poder estimar el costo de la cinta transportadora, se debe conocer el largo de la misma. Se define un largo de aproximadamente 20 m = 65.62 ft y, de esta manera, se obtiene un costo para el año 2014 de 42700 USD. Al realizar la correspondiente actualización mediante el índice de costos, se obtiene el valor del costo para la cinta transportadora en dólares.

$$\text{Costo de cinta} = 56886 \text{ USD}$$

6.2.1.4. Trituradora

Para lograr cierta homogeneización de la materia prima y garantizar una fusión eficiente se utiliza una trituradora industrial. Para un caudal de proceso de 1.7 kg/s se obtiene un costo para el año 2002 de 15000 USD. Al realizar la correspondiente actualización mediante el índice de costos, se obtiene el valor del costo para la trituradora.

$$\text{Costo de trituradora} = 29101 \text{ USD}$$

6.2.1.5. Filtros

Se utilizan dos filtros en todo el proceso de producción: un filtro rotatorio de vacío que se utiliza para el pretratamiento de la materia prima y, por otro lado, el filtro prensa de membrana para el fraccionamiento de los ácidos grasos.

6.2.1.5.1 Filtro rotatorio de vacío

Para estimar el costo de este tipo de filtro se requiere conocer el material y el área del mismo (27 ft²). De esta manera, se obtiene el costo del equipo de 85600 USD en el año 2014, dicho valor debe ser corregido mediante el índice de costos.

6.2.1.5.2. Filtro prensa de membrana

Conociendo el área del filtro (43 ft²) se obtiene un costo del filtro prensa de membrana de 10380 USD para el año 2002. Realizando la correspondiente actualización mediante el índice de costos, se obtiene el costo en dólares del filtro para el año 2019.

Una vez hallados los costos de ambos filtros en dólares para el año 2019, se realiza la suma de

los mismos para obtener el costo total de filtros.

$$\text{Costo de filtros} = 134177 \text{ USD}$$

6.2.1.6. Centrífuga

Durante el pretratamiento de la materia prima, luego de la fusión del sebo en rama y su posterior filtración, se utiliza una centrífuga con el objetivo de eliminar cualquier sólido que pueda haber quedado remanente en la solución. Para estimar el costo del equipo se tiene en cuenta el diámetro del mismo (23.6 in), el material y el tipo de centrífuga. De esta manera se obtiene un valor de 25300 USD en el año 2014. Al actualizar dicho valor mediante el índice de costos, se obtiene el valor del costo final de la centrífuga utilizada.

$$\text{Costo de centrífuga} = 33705 \text{ USD}$$

6.2.1.7. Agitadores

En el sistema de reacción de glicerólisis se requiere de agitación mecánica. La implementación de la agitación tiene varios objetivos, entre ellos, favorecer el contacto entre fase y optimizar el volumen del reactor. Para estimar el costo de cada agitador es necesario conocer la potencia del mismo (3 kW). De esta manera, se obtiene un costo por agitador para el año 2014 de 6500 USD.

Al tener en cuenta que se requieren 5 agitadores en total, uno por cada uno de los 5 tanques agitados del sistema de glicerólisis, y al realizar la correspondiente actualización mediante el índice de costo se obtiene el valor del costo total de agitadores.

$$\text{Costo agitadores} = 43297 \text{ USD}$$

6.2.1.8. Bombas

Según lo expuesto en el Capítulo 5, se requiere la implementación de cuatro bombas centrífugas principales para colocar en las líneas de agua y sebo depurado. Teniendo en cuenta las características de cada corriente a impulsar, se obtiene un costo de entre 3000 y 5000 USD para cada bomba para el año 2002. Al considerar el valor promedio de dicho rango y tener en cuenta que se requieren cuatro bombas, se obtiene un costo total para el año 2002 de 16000 USD. Al realizar la correspondiente actualización mediante el índice de costo se obtiene el siguiente valor del costo para las bombas requeridas.

$$\text{Costo de bombas} = 31041 \text{ USD}$$

6.2.1.9. Reactores

A fin de estimar el costo de cada uno de los reactores necesarios, tanto para la reacción de hidrólisis como para la reacción de glicerólisis y su posterior neutralización, es necesario conocer el volumen, el tipo de reactor y la presión de operación de cada reactor. Conociendo dichos valores, provenientes de capítulos anteriores, se obtienen los siguientes costos para el año 2014.

$$\text{Costo}_{\text{reactor, hidrólisis}} = 1361300 \text{ USD}$$

$$\text{Costo}_{\text{reactor, glicerólisis}} = 181000 \text{ USD}$$

$$\text{Costo}_{\text{reactor, neutralización}} = 18600 \text{ USD}$$

Al sumar los costos de los tres reactores y actualizarlos al año 2019, mediante el índice de costo, se obtiene el costo total de reactores.

$$\text{Costo reactores} = 2079484 \text{ USD}$$

6.2.1.10. Intercambiadores de calor

A fin de realizar la estimación del costo de todos los intercambiadores utilizados se debe conocer el área, la presión de operación, el tipo de intercambiador y el material de cada equipo, datos provenientes del Capítulo 5. De esta manera, se obtiene un costo en 2014 de 272800 USD para todo el sistema de intercambiadores de calor. Al realizar la correspondiente actualización mediante el índice de costos de 2019 se obtiene el costo final.

$$\text{Costos intercambiadores} = 320721 \text{ USD}$$

6.2.1.11. Caldera

Para la estimación del costo de la caldera a utilizar es necesario conocer la condiciones de operación de temperatura (270°C) y presión (55 bar) y el caudal que procesa la misma (18143.6 kg/h). Teniendo en cuenta dichas variables se estima un costo en el año 2014 de 1134800 USD. Al actualizar dicho valor mediante el índice de costos, se obtiene el costo final de la caldera para el año 2019.

$$\text{Costo caldera} = 1511819 \text{ USD}$$

6.2.1.12. Eyectores

Como se mencionó en los Capítulos 4 y 5, se requiere de la implementación de eyectores para que la destilación se lleve a cabo bajo vacío. De esta manera, se evita la degradación de

los ácidos grasos y se garantiza una alta calidad del producto. Se utiliza un eyector con cuatro etapas y una capacidad 52.8 kg de vapor/h. De acuerdo a estos datos, se obtiene un valor de costo para 2014 de 11800 USD. Al realizar la correspondiente corrección mediante el índice de costo, se obtiene el siguiente valor para el costo en el año 2019.

$$\text{Costo de eyectores} = 22893 \text{ USD}$$

6.2.1.13. Torre de enfriamiento

Para poder estimar el costo de la torre de enfriamiento se tuvieron en cuenta las características operativas de la misma determinadas en el Capítulo 5. Con las dimensiones de la torre y con el flujo de agua requerido se obtuvo un costo de 256300 USD para el año 2014. Al actualizar mediante el índice de costo, se obtiene el costo de la torre de enfriamiento para el año 2019.

$$\text{Costo de la torre de enfriamiento} = 341451 \text{ USD}$$

6.2.1.14. Destilador

Los ácidos grasos provenientes del reactor de hidrólisis contienen una gran cantidad de impurezas. Para eliminar los contaminantes y obtener productos de alta pureza, inodoros y de gran estabilidad, se utiliza un destilador. Para estimar el costo de dicho equipo se requiere conocer el diámetro, el largo y el material del mismo. Dichos valores se obtienen del Capítulo 4 del presente proyecto. De esta manera se obtiene un costo para el año 2002 de 356643 USD. Al actualizar dicho valor mediante el índice de costos, se obtiene el costo final del equipo para el año 2019.

$$\text{Costo destilador} = 691919 \text{ USD}$$

6.2.1.15. Evaporador flash

En total se utilizan cuatro evaporadores flash en toda la planta, cuyo objetivo es únicamente separar la mezcla líquido-vapor que se alimenta en cada uno. Para estimar el costo de dichos equipos se los considera como tanques de aproximadamente 1 m³. Teniendo en cuenta dichas especificaciones y la cantidad necesaria se obtiene un costo para 2014 de 5100 USD. Al realizar la actualización al año 2019 con el índice de costo se obtiene el valor final.

$$\text{Costo evaporadores flash} = 27177 \text{ USD}$$

6.2.1.16. Cristalizador

Luego de la destilación, los ácidos grasos ingresan a un cristalizador a modo de obtener dos fases: ácido oleico comercial (fase líquida) y ácido esteárico comercial (fase sólida). Para ello, se selecciona un cristalizador de doble tubo con raspadores. La estimación del costo de dicho equipo requiere conocer el tipo de cristalizador, el material del mismo y el volumen (53 ft³). De esta manera, se obtiene un costo de 50800 USD para el año 2014. Al realizar la correspondiente actualización mediante el uso del índice de costos, se obtiene el valor final del costo del cristalizador para el año 2019.

$$\text{Costo cristalizador} = 67677 \text{ USD}$$

6.2.1.17. Sistema de refrigeración

Para enfriar la corriente rica en ácidos grasos en el cristalizador se utiliza un sistema de refrigeración. A fin de estimar el costo de dicho equipo se necesita conocer la potencia del compresor (9.5 kW). De esta manera se obtiene un costo para el año 2014 de 103200 USD. Al actualizar dicho valor al año 2019, mediante el uso del índice de costos, se obtiene el costo final.

$$\text{Costo sistema de refrigeración} = 137486 \text{ USD}$$

6.2.1.18. Decantador centrífugo

En el proceso de purificación de la mezcla de mono y diglicéridos, luego del reactor de neutralización, es necesario llevar a cabo la separación de las fases oleosa y acuosa. Para ello, se selecciona un decantador centrífugo. Para estimar el costo del equipo es necesario conocer el diámetro del mismo y el material, obteniendo para el año 2014 un valor de 23800 USD. Al actualizar dicho valor, mediante el uso del índice de costos del año 2019, se obtiene el costo final del equipo.

$$\text{Costo decantador centrífugo} = 31707 \text{ USD}$$

A continuación, en la tabla 6-2, se resumen los costos de los equipos principales, sin tener en cuenta la instalación de los mismos.

Tabla 6-2. Costos en dólares para el año 2019 de equipos principales.

Equipos			
Nombre	Costo [USD]	Nombre	Costo [USD]
Tolva	14521	Reactor Hidrólisis	1813570
Cinta transportadora	56886	Reactor Glicerolisis	241134
Trituradora	29101	Reactor de neutralización	24779
Filtro prensa de membrana	20138	Caldera	1511819
Filtro rotatorio de vacío	114039	Eyectores	22893
Centrífuga	33705	Torre de enfriamiento	341451
Agitadores	43297	Destilador	691919
Bombas	31041	Sistema de refrigeración	137486
Intercambiadores de calor	320721	Evaporadores flash	27177
Decantador centrífugo	31707	Cristalizador	67677

6.2.2. Inversión en equipos e instalación

Al sumar todos los costos de los equipos principales presentados en la tabla 6-2, se obtiene el valor total de la inversión en equipos.

$$\text{Inversión en equipos} = 5575069 \text{ USD}$$

En la figura 6-1, se muestra un gráfico de torta con la distribución de la inversión en los distintos tipos de equipos.

Costos de equipos

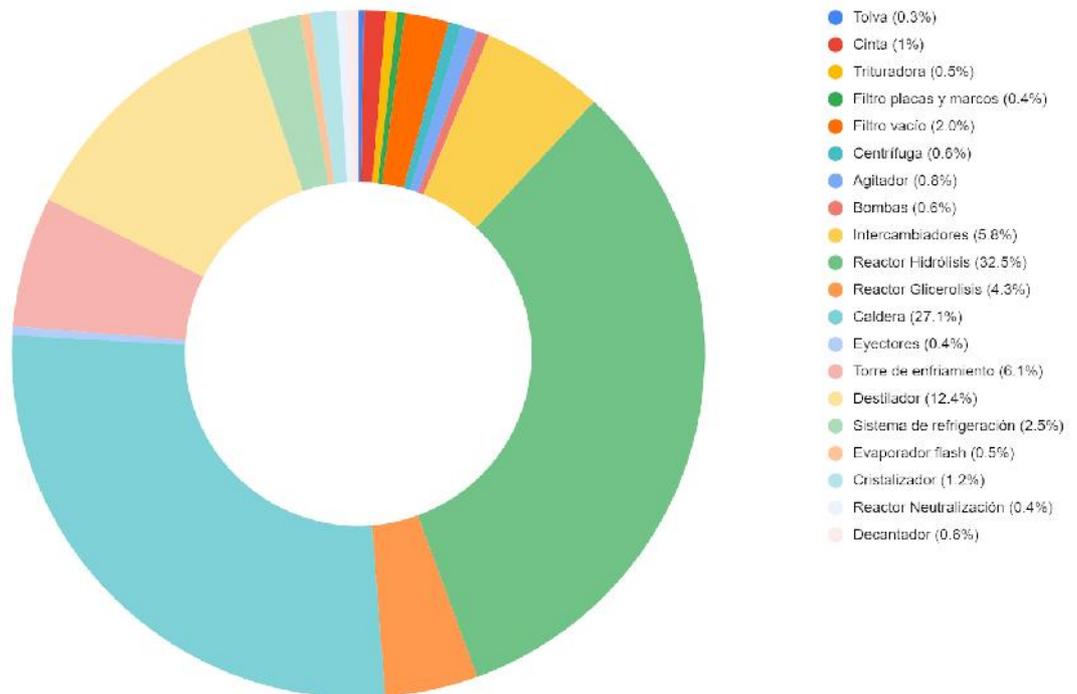


Figura 6-1. Distribución de la inversión en equipos principales.

A partir de estos resultados presentados en la figura 6-1, se puede ver que gran parte de los costos de inversión en equipos corresponden al costo del reactor de hidrólisis (32.5%), seguido por la caldera (27.1%).

Hasta aquí se ha hablado del costo de compra de los equipos principales, sin embargo, para obtener la I_E se debe tener en cuenta la instalación de los mismos. Además, para aquellos equipos que se deban importar, se deben considerar gastos de flete y seguro desde el lugar de origen a puerto en destino, gastos de nacionalización y gastos de flete y seguro desde el puerto de destino al lugar de instalación.

Dado que cada uno de los equipos anteriormente descritos posee una instalación con diferente grado de complejidad y no se ha podido determinar fehacientemente qué equipo será importado, el costo de instalación y transporte se estima como un 35% del costo de los equipos. En consecuencia, se obtiene la inversión en equipos instalados.

$$I_E = 7526343 \text{ USD}$$

6.2.3. Terreno

El objetivo general de la localización de la planta productiva es el de elegir el lugar óptimo para las instalaciones, de manera que se favorezca el desarrollo de la actividad de la empresa y se minimice el costo de producción.

A partir de las consideraciones enumeradas y los factores mencionados en el Capítulo 1, se elige ubicar la planta en el parque industrial Polo 21 en Merlo, Provincia de Buenos Aires. La zona productiva elegida cuenta con gran accesibilidad a la materia prima requerida para la producción de ácidos grasos y, a su vez, con gran disponibilidad de recursos sociales, económicos y energéticos.

Al tener en cuenta los tamaños de los equipos y las superficies requeridas para oficinas y demás construcciones auxiliares, se estima que se requerirá un terreno de cuatro hectáreas. A modo de obtener un valor de terreno aproximado, se consultaron valores de terrenos en venta ubicados en el mismo parque industrial donde se dispondrá la planta. Si bien los terrenos disponibles no poseen la superficie estipulada para este proyecto, de los precios del mercado se extrae el valor de una hectárea del sector (10000 m²).

El valor de la hectárea en la región se estima en 500000 USD/ha. Al multiplicar este valor por las 4 hectáreas previstas, se estima el costo final del terreno requerido.

$$\text{Costo de terreno} = 2000000 \text{ USD}$$

6.2.4. Estimación de Inversión Fija

A fin de estimar la inversión fija, se utiliza el método de estimación por factores explicado al comienzo del capítulo. La inversión fija se divide en componentes directos e indirectos. Cada uno de estos componentes debe estimarse por separado y su magnitud variará considerablemente según la naturaleza del proyecto. En la tabla 6-3 se pueden observar los valores que toman los diferentes factores para la estimación de la inversión fija.

Tabla 6-3. Método para estimar la Inversión Fija por factores.

Valor del Equipo Instalado de Proceso	IE
Factores experimentales como fracción de IE	
<i>Tuberías de Proceso</i>	f_1
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	f_2
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
<i>Edificios de fabricación</i>	f_3
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	f_4
Escasa adición a las existentes	0.00 - 0.05
Adición considerable a las existentes	0.05 - 0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25 - 1.00
<i>Conexiones entre unidades</i>	f_5
Entre las unidades de servicios	0.00 - 0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05 - 0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15 - 0.25
Inversión directa	IE (1+ $\sum f_i$)
Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
<i>Ingeniería y construcción</i>	f_{i1}
Ingeniería Inmediata	0.20 - 0.35
Ingeniería compleja	0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>	f_{i2}
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>	f_{i3}
De la compañía	0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30
Procesos exploratorios	0.30 - 0.50
Factor de inversión indirecta	$f_i = \sum f_{ij} + 1$
Inversión fija	IF = IE (1+ $\sum f_i$) f_i

Como se puede ver en la tabla 6-3, se presenta para cada factor un rango de valores. Como criterio, se utilizará el promedio del rango de valores seleccionado.

Los factores de Inversión Directa (f_i) son:

- *Tuberías de Proceso.* Los compuestos utilizados en la mayoría de la planta se encuentran en fase líquida. Sin embargo, en la zona de pretratamiento pueden encontrarse compuestos en fase sólida, tales como el sebo en rama e impurezas. Por este motivo, las tuberías de procesos se definen como mixtas.

$$f_1 = 0.2$$

- *Instrumentación.* Debido a que se requiere operar diferentes lazos de control automático de distintas variables, como temperatura y presión, de modo de mantener las condiciones de operación de los equipos principales dentro de rangos aceptables frente a diferentes perturbaciones o cambios en valores deseados, se opta por un tipo

de control complejo.

$$f_2 = 0.125$$

- *Edificios de fabricación.* Este componente incluye los gastos de mano de obra, materiales y suministros involucrados en la construcción de todos los edificios conectados con la planta. Entre los sectores más importantes se encuentran los dedicados a las obras civiles, el proceso en sí, las oficinas, administración y talleres de mantenimiento. Es por esto que se requiere una construcción cerrada. Sin embargo, hay equipos y sectores en la planta que pueden encontrarse al aire libre. Por este motivo, se selecciona la construcción de una planta semiabierta.

$$f_3 = 0.4$$

- *Plantas de servicios.* En la planta en cuestión se requiere de servicios de agua, electricidad y gas. Según la capacidad de los servicios existentes en el terreno en donde se sitúa la planta, se puede considerar que la adición de plantas de servicio a las existentes es escasa de acuerdo a las magnitudes requeridas.

$$f_4 = 0.025$$

- *Conexiones entre unidades.* Se considera que las unidades del proceso están separadas ya que, por cuestiones operativas y de tamaño, es conveniente separar las diferentes subplantas.

$$f_5 = 0.1$$

Luego, la suma de los factores de inversión directa es:

$$\sum f_i = 0.85$$

Por su parte, los factores de inversión indirecta (f_{ii}) son:

- *Ingeniería y construcción.* Estos gastos corresponden no sólo al pago de los servicios técnicos y administrativos necesarios para dirigir y administrar el proyecto durante su construcción, sino también incluyen todo el trabajo de ingeniería general, confección de planos, etc. Debido a que la planta requiere un meticuloso diseño ingenieril, se considera al proyecto como de ingeniería compleja.

$$f_{i1} = 0.425$$

- *Factores de tamaño.* Al tener en cuenta que las dimensiones de la mayoría de los equipos principales son grandes, se considera que la planta a instalar es una unidad comercial grande.

$$f_{i2} = 0.025$$

- *Contingencias.* En este factor se consideran las contingencias debido a variaciones imprevistas que puedan llegar a ocurrir durante la operación de la planta.

$$f_{13} = 0.25$$

La suma de los factores de inversión indirecta es:

$$\sum f_{li} = 0.7$$

En la tabla 6-4, se resumen los valores seleccionados para los factores directos e indirectos.

Tabla 6-4. Factores directos e indirectos.

Inversión fija		Inversión indirecta	
<i>Factor</i>	<i>f_i</i>	<i>Factor</i>	<i>f_{li}</i>
Tuberías de proceso	0.2	Ing. y construcción	0.425
Instrumentación	0.125	Factores de tamaño	0.025
Edificios de fabricación	0.4	Contingencias	0.25
Planta de servicios	0.025	SUMA	0.7
Conex. entre unidades	0.1		
SUMA	0.85		

Una vez seleccionados los valores de los factores directos e indirectos, se puede obtener el costo de la inversión fija, como se muestra a continuación.

$$I_F = I_E (1 + \sum f_i) (1 + \sum f_{li})$$

$$I_F = 23670348 \text{ USD}$$

Al sumar el valor del terreno a la inversión fija, se obtiene la inversión fija total.

$$I_{FT} = I_F + \text{terreno}$$

$$I_{FT} = 25670348 \text{ USD}$$

6.2.5. Inversión en capital de trabajo

Existen diversos métodos para la estimación del capital de trabajo. En este caso, se lo estima como el 10% de la inversión fija total (I_{FT}). De esta manera, se obtiene el capital de trabajo (I_w) y, con el mismo, la inversión total (I_T).

$$I_W = 2567035 \text{ USD}$$

$$I_T = I_W + I_{FT} = 28237382 \text{ USD}$$

6.3. Estimación de los costos de operación (OpEx)

Los costos de producción o costos de operación son los gastos involucrados en mantener un proyecto, operación o una pieza de un equipo de producción.

Se componen de dos grandes categorías: los costos variables, que son proporcionales a la producción, y los costos fijos, que son independientes de la producción.

6.3.1. Costos variables

Los costos variables son aquellos proporcionales a la producción. Dentro de esta clasificación se encuentran los costos primos que se calculan en función de la cantidad y precio, sin estimación. Los costos primos son: costo de materia prima, costo de envases, mano de obra directa y servicios.

A continuación, se presentan los distintos costos variables, considerando la producción al 100% de la capacidad de diseño de la planta.

6.3.1.1. Materia prima

Esta sección incluye gastos en las materias primas que intervienen directa o indirectamente en los procesos de transformación. Para su cálculo es necesario conocer las cantidades de materias primas requeridas para elaborar una unidad de producto y sus correspondientes precios. Las cantidades se obtienen en función de los balances de masa del proceso de producción, considerando los rendimientos de cada una de las etapas, y se han determinado en capítulos anteriores. Los precios unitarios de las materias primas deben ser a valor puesto en fábrica, es decir, deben incluir el costo de fletes y seguros desde la empresa del proveedor hasta la planta.

A continuación, en la tabla 6-5, se presenta el costo de materia prima en función de las cantidades requeridas y los precios de las principales materias primas utilizadas para la capacidad instalada (capacidad de diseño). Para este cálculo y los posteriores, se considera que la planta funciona 350 días al año, 24 horas al día.

Tabla 6-5. Costos de las materias primas necesarias para la capacidad de diseño.

Materia prima	Cantidad (kg/h)	Cantidad (ton/año)	Precio (USD/ton)	Costo (USD/año)
Sebo en rama	5984	50265.6	28.6	1436160
Hidróxido de calcio	12	100.8	500	50400
Ácido fosfórico	11	92.4	800	73920

Luego, considerando los valores presentados en la tabla 6-5, el costo total de materia prima para la capacidad instalada es:

$$\text{Costo total materia prima} = 1560480 \text{ USD/año}$$

6.3.1.2. Envases

El costo de los envases considera todos los gastos en los que se incurre para contener el producto para su comercialización. Se debe considerar el envase primario, el secundario (si corresponde) y el embalaje. Si el producto se comercializa a granel no se producen erogaciones por la compra de envases y embalajes por lo que el costo de envases será igual a cero.

En este caso en particular, se decide comercializar los productos que se encuentran en estado líquido a granel, incurriendo en un costo de envase nulo. Por otro lado, el ácido esteárico comercial se encuentra en estado sólido por lo que se debe considerar envasarlo en Big-Bag. Los sacos Big-Bag, también conocidos como FIBC (Flexible Intermediate Bulk Container), son uno de los medios más frecuentes a la hora de realizar el embalaje, almacenamiento y transporte de un sinnúmero de productos. Estos consisten en empaques flexibles con forma de bolsa grande y se destacan principalmente por su gran resistencia y practicidad. Estos resisten un elevado peso, son un tipo de embalaje sencillo y práctico.

Para estimar el costo de envase de los productos sólidos se deberá considerar la producción de ácido esteárico de la planta, el precio y capacidad de los sacos Big-Bag. En la planta se producen 1245.1 kg/h de dicho producto. Respecto a las características del embalaje, al analizar los precios en el mercado local, se encuentra que el costo de cada unidad ronda los 5 USD, con una capacidad de 1000 kg cada una.

Finalmente, para calcular el costo total de envases se considera la producción durante el tiempo de operación de la planta y se adquiere un 10% más de bolsas para evitar faltantes en caso de algún imprevisto.

$$\text{Costo de envases} = \frac{\text{Producción Anual}}{\text{Capacidad Big-Bag}} \text{ Precio Big - Bag (1 un.)} \quad 1.1$$

$$\text{Costo de envases} = \frac{1245.1 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} \cdot 350 \frac{\text{días}}{\text{año}}}{1000 \text{ kg}} \cdot 5 \text{ USD} \quad 1.1$$

$$\text{Costo de envases} = 57524 \text{ USD/año}$$

6.3.1.3. Mano de obra

El costo de mano de obra incluye los sueldos de los obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la fabricación de los productos.

La naturaleza del trabajo en la industria química y la creciente automatización han reducido las necesidades de mano de obra. En consecuencia, en las plantas químicas, el costo de mano de obra directa no representa más de un 15 % del costo total de producción.

Es difícil predecir la cantidad de operarios requeridos si no se tiene gran experiencia en el funcionamiento de la planta o información que la respalde.

Para estimar este costo, se debe conocer el precio de la hora-hombre así como también el número de horas-hombre para el período de tiempo considerado. A partir de esto, se calcula la cantidad de empleados requeridos. Para estimarlos, se utiliza un gráfico desarrollado por Henry Wessel en el cual se establecen relaciones exponenciales entre las etapas identificables del proceso y la producción por día. En la figura 6-2, se muestra el gráfico desarrollado por Wessel. A modo de estimar la mano de obra, se ingresa al mismo por el eje de las abscisas con la capacidad de la planta expresada en toneladas/día y se lee la cantidad de horas-hombre por día por cada etapa del proceso.

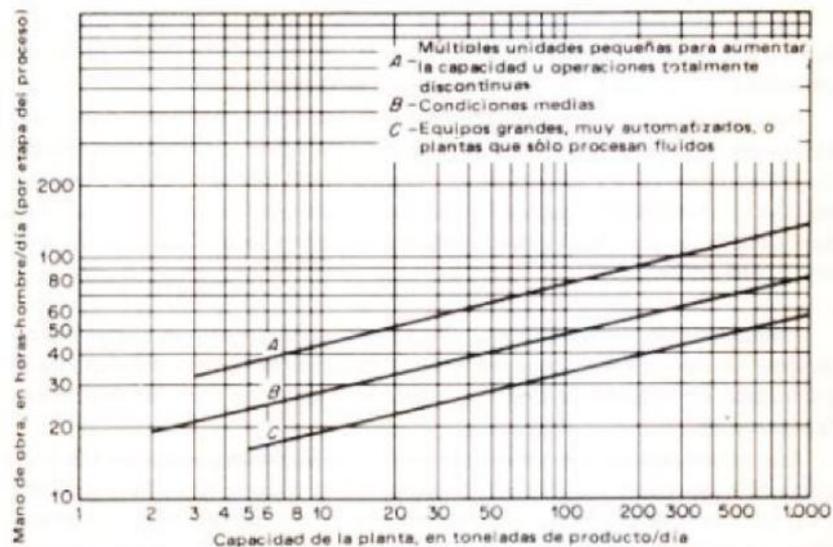


Figura 6-2. Gráfico de Henry Wessel.

La capacidad de diseño queda determinada por la suma de las producciones correspondientes a la del chicharrón, ácidos grasos (oleico y esteárico) y a la mezcla de mono y diglicéridos, resultando en un valor de 4035 kg/h (96.8 ton/día). Se considera que los equipos son grandes y muy automatizados, por lo que al ingresar se interseca la curva C. Finalmente, se obtienen 32 horas-hombre/día por etapa del proceso. Al contarse con 5 etapas del proceso:

- Pretratamiento de la materia prima
- Obtención de ácidos grasos (hidrólisis)
- Purificación de ácidos grasos
- Obtención de mono y diglicéridos (glicerolisis)
- Sistemas auxiliares (caldera y torre de enfriamiento)

Se requieren en total 160 horas-hombre/día en la totalidad de la planta. Considerando jornadas laborales de 8 horas por día y que la planta opera las 24 horas, se requieren 3 turnos de 7 empleados cada uno. Esto resulta en un total de 21 empleados. Además, se considera que los empleados trabajan 6 días a la semana, por lo que se requieren 7 franqueros, llevando la cantidad total de empleados a 28.

El valor promedio de un sueldo de un operario de planta ronda los 500 USD mensuales. A este importe se le deben aplicar las cargas sociales, consideradas como un 35% del valor del sueldo. Esto resulta en un total de 675 USD mensuales. Por lo tanto, el costo total para los 28 empleados de la planta es 226800 USD anuales.

$$\text{Costo de mano de obra directa} = 226800 \text{ USD/año}$$

6.3.1.4. Supervisión

El costo de supervisión comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. Puede considerarse como el 10-25% del costo de mano de obra directa. La magnitud de la supervisión del proceso está estrechamente vinculada con la cantidad total de mano de obra, la complejidad de las operaciones y los niveles de calidad de los productos.

En este caso, el costo de supervisión se obtiene al aplicar el porcentaje medio del rango (17.5%) al costo de mano de obra directa.

$$\text{Costo de supervisión} = 0.175 \text{ Costo de mano de obra directa}$$

$$\text{Costo de supervisión} = 39690 \text{ USD/año}$$

6.3.1.5. Servicios

El costo de servicios contempla todos los servicios que se requieren para realizar la producción. Para su cálculo es necesario determinar, para cada servicio requerido, el consumo y el precio. Los principales tres servicios que se consideran en este caso para el cálculo del costo son: energía eléctrica, agua y gas natural.

6.3.1.5.1. Agua

El consumo de agua se debe a varios factores tales como laboratorios, el mantenimiento de la planta y demás. Sin embargo, estos serán considerados en los costos variables de cada categoría. En este caso, los consumos de agua más relevantes son los correspondientes a la reposición de agua a causa de la pérdida por arrastre de vapor en la torre de enfriamiento y la pérdida de vapor de la caldera.

Para estimar el costo se buscó el cuadro tarifario de consumo de agua de AySA (Agua y Saneamientos Argentinos), proveedora de agua en Merlo, el cual tiene un costo fijo y un costo variable que depende del nivel de consumo. El costo fijo mensual es de un valor de \$82.8 y el variable de \$25.6 por metro cúbico consumido.

El caudal de reposición en la torre de enfriamiento se estima como un 10% del agua que ingresa a la misma, obteniéndose un valor de 64.5 m³/h, y el caudal de reposición en la caldera se estima como un 5% de la producción de vapor establecida, resultando en 0.9 m³/h.

Al sumar ambas corrientes, multiplicar este valor por el precio obtenido de AySA y llevar el resultado a dólares, se obtiene el costo anual de consumo.

$$\text{Costo de agua} = 167451 \text{ USD/año}$$

6.3.1.5.2. Electricidad

Para estimar el costo del consumo energético de la planta, se recurre a la tarifa provista por la compañía energética que suministra al lugar donde la planta está situada, siendo EDENOR la encargada de distribuir la electricidad al noroeste del conurbano bonaerense. Dado el consumo energético obtenido en el Capítulo 5 (215 kW), se obtiene que la planta cae dentro de la categoría de grandes demandas y se supone que se alimenta a la misma con corriente de media tensión. Dado el consumo obtenido, se contratarán 220 kW a modo de cubrir la demanda y poseer potencia adicional en el caso de imprevistos. El cuadro tarifario provisto por el ENRE (Ente Nacional Regulador de la Electricidad) se encuentra en la tabla 6-6.

Tabla 6-6. Datos necesarios para el cálculo del costo de electricidad.

Cargo Fijo [\$/mes]	Cargo por Potencia Contratada [\$/kW.mes]	Cargo Variable Pico [\$/kWh]	Cargo Variable Resto [\$/kWh]	Cargo Variable Valle [\$/kWh]
4221.9	209.9	2.38	2.281	2.182

Finalmente, considerando que el horario pico es entre las 18 y 23 hs, el valle entre las 23 y 05 hs, el resto entre las 05 y 18 hs, y que el consumo total de la planta es 215 kW se obtiene:

$$\text{Costo de electricidad} = \text{Costo fijo} + \text{Costo por Potencia Contratada} + \text{Costo Horario Pico} + \dots$$

$$\dots + \text{Costo Horario Valle} + \text{Costo Horario Resto}$$

$$\text{Costo de electricidad} = 57291 \text{ USD/año}$$

6.3.1.5.3. Gas

Para estimar el costo del consumo de gas de la planta se considera como gasto principal el consumo para la generación de vapor en la caldera. Las tarifas se obtienen de la página oficial de Naturgy, la distribuidora de gas de red donde se encuentra ubicada la planta. En base al consumo de la planta, se considera a la planta como servicio general “P”, resultando en el cuadro tarifario presentado en la tabla 6-7.

Tabla 6-7. Datos necesarios para el cálculo del costo de gas.

Consumo [m ³ /día]	Cargo fijo por factura [€]	Cargo por m ³ de consumo [€/m ³]
19160	602.8	9.5

Al considerar los días de operación mencionados anteriormente y llevar el precio a dólares, se obtiene:

$$\text{Costo de gas} = 650145 \text{ USD/año}$$

Finalmente, al sumar el costo de cada servicio, se obtiene el costo total de servicios anual.

$$\text{Costo de servicios} = 874887 \text{ USD/año}$$

6.3.1.6. Mantenimiento

Esta sección incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) empleados en planes de mantenimiento preventivo y en reparaciones debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento.

Al no contar con información detallada de las horas hombre y, principalmente, del gasto en repuestos para el mantenimientos, el costo anual de mantenimiento se puede estimar como un porcentaje (entre un 2-10%) de la inversión fija. En la tabla 6-8, se muestran los porcentajes normalmente aplicados a la inversión fija para estimar el costo de mantenimiento dependiendo del tipo de operación.

Tabla 6-8. Costo de mantenimiento como porcentaje de la Inversión Fija en función del tipo de operación.

Tipo de operación	Mano de obra	Materiales	Total
Proceso simple	1 - 3	1 - 3	2 - 6
Proceso intermedio con condiciones normales	2 - 4	3 - 5	5 - 9
Procesos complejos, con corrosión considerable, alta instrumentación	3 - 5	4 - 6	7 - 11

Si bien la planta desarrollada a lo largo del presente proyecto implica procesos relativamente simples, algunos de ellos involucran condiciones de trabajo particulares como ser alta presión o vacío. Es por este motivo que, considerando la clasificación de la tabla 6-8, el costo de mantenimiento se estima como el 6 % de la inversión fija.

$$\text{Costo mantenimiento} = 0.06 \text{ Inversión Fija}$$

$$\text{Costo mantenimiento} = 1420221 \text{ USD/año}$$

6.3.1.7. Suministros

El costo de suministros incluye los materiales usados por la planta industrial excluyendo aquellos que ya fueron considerados en las secciones correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. En esta sección se incluyen, por ejemplo, los aceites lubricantes y material para la limpieza. Generalmente, el costo de suministros se estima como el 0.5 a 1% de la inversión fija de la planta. En este caso, se considera el valor promedio de forma que el costo anual de suministros es el 0.75% de la inversión fija.

$$\text{Costo de suministros} = 177528 \text{ USD/año}$$

6.3.1.8. Laboratorio

Esta sección incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de calidad de los productos.

Algunas plantas tienen un laboratorio de análisis, ensayos y trabajos de mejora del proceso. En ese caso, el costo incluye los gastos en materiales y personal del laboratorio. Por otro lado, existen plantas que no cuentan con laboratorios o equipos de control de calidad propios. En ese caso, el costo de laboratorio corresponde a los pagos realizados por servicios tercerizados. El costo dependerá de la cantidad de muestras analizadas anualmente y del arancel del proveedor por cada muestra, o bien, de la cantidad de auditorías para monitorear el proceso y de los honorarios del proveedor.

Para el caso de la planta desarrollada a lo largo del presente proyecto, no se ha considerado un laboratorio propio. En este sentido, en ausencia de datos para realizar el correspondiente cálculo, el costo de laboratorio se puede estimar como un porcentaje (entre un 2-20%) del costo de la mano de obra directa. Es por este motivo que, en este caso, se considera el valor promedio de forma que el costo anual de laboratorio es el 11 % del costo de mano de obra directa.

$$\text{Costo de laboratorio} = 0.11 \text{ Costo de mano de obra}$$

$$\text{Costo de laboratorio} = 24948 \text{ USD/año}$$

6.3.1.9. Regalías y patentes

Cualquier licencia que deba pagarse sobre la base de producción se considera como un costo de producción. En este caso, debido a la naturaleza de la planta y de los productos generados, no se considera costo de regalías y patentes.

$$\text{Costo de regalías y patentes} = 0 \text{ USD/año}$$

6.3.1.10. Costos variables totales

Al sumar los costos anuales de todas las categorías anteriores, se obtiene el costo variable total.

$$\text{Costo variable total} = 4382078 \text{ USD/año}$$

En la figura 6-3 se puede observar gráficamente la distribución de los costos variables.

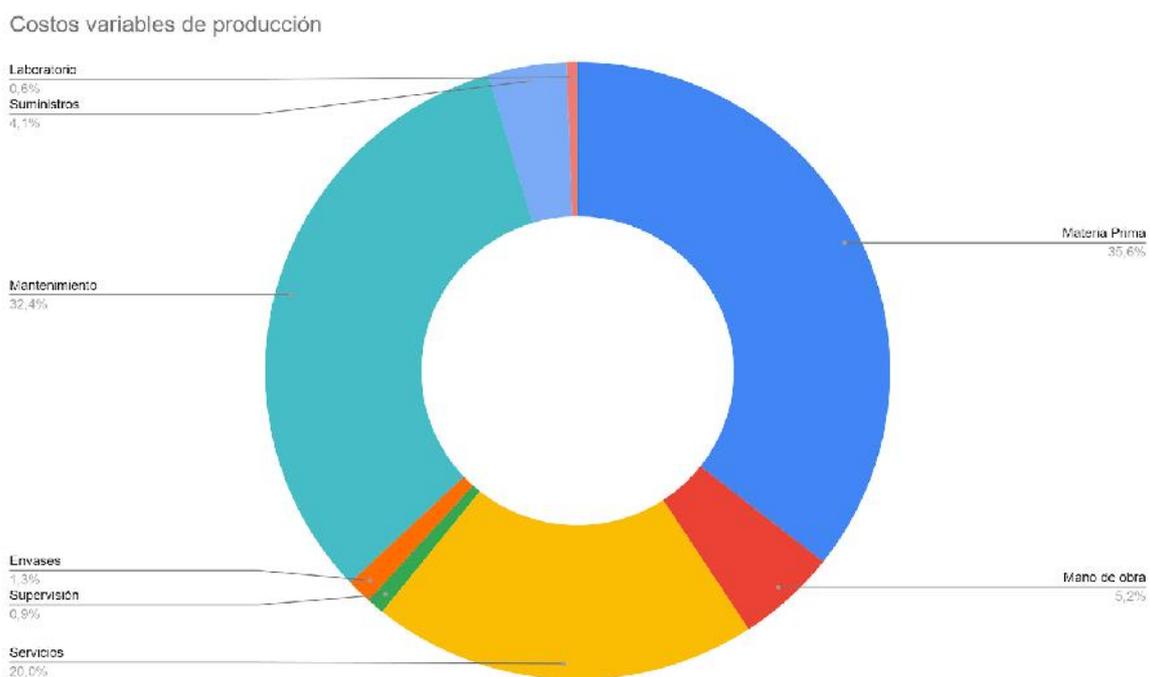


Figura 6-3. Distribución de los costos variables de producción.

Se observa que el mayor costo corresponde a la materia prima (35.6%), seguido por el mantenimiento de los equipos y maquinaria, el cual representa un 32.4% de los costos variables totales.

6.3.2. Costos fijos

Son aquellos costos que resultan independientes de la producción. A continuación, se presentan los distintos costos fijos de la planta.

6.3.2.1. Depreciación

Depreciación significa disminución en valor de un bien. La mayoría de los bienes van perdiendo valor a medida que crece la antigüedad. Ésta pérdida en valor se reconoce en prácticas de contabilidad como un gasto de operación. En lugar de cargar el precio de compra completo de un nuevo bien como un gasto de una sola vez, la forma de operar es distribuir su costo de compra durante la vida del bien en los registros contables.

Las principales causas de la disminución del valor de un bien se presentan a continuación.

- *Depreciación física.* El desgaste debido al uso diario de operación disminuye gradualmente la habilidad física de un bien para llevar a cabo su función.
- *Depreciación funcional.* Las demandas realizadas sobre un bien pueden incrementarse más allá de la capacidad de producción instalada.
- *Depreciación tecnológica.* Medios novedosos desarrollados para llevar a cabo una función pueden hacer que los medios presentes sean antieconómicos.
- *Depreciación monetaria.* Un cambio en los niveles de precio es una causa problemática de decrecimiento en el valor de las reservas de depreciación. Habitualmente, la depreciación se relaciona con el precio original de un bien, no con el de su reemplazo. Sin embargo, se permite la revaluación con fines impositivos cuando se producen altas tasas de inflación.

El costo de depreciación depende de la vida útil, de la inversión fija, del valor residual y del método seleccionado, como se muestra en la expresión (6-1).

$$\text{Costo de depreciación anual} = e (I_F - L) = e I_F \text{ depreciable} \quad (6-1)$$

Donde

e = factor de depreciación anual (depende del método seleccionado)

I_F = inversión fija

L = valor residual o de reventa al final de la vida útil

En este caso, se selecciona para el cálculo el método de línea recta debido a que es el permitido por la ley en Argentina. Es el método más simple de aplicación y el más ampliamente utilizado. La depreciación anual es constante y su factor de depreciación anual (e) se calcula según la expresión (6-2).

$$e = \frac{1}{n} \quad (6-2)$$

Al combinar las ecuaciones (6-1) y (6-2), se obtiene la expresión (6-3).

$$\text{Costo de depreciación anual} = \frac{1}{n} (I_F - L) \quad (6-3)$$

En este caso, se estima el valor residual como un 10% de la inversión fija y 20 años de vida útil. Al reemplazar los correspondientes valores en la ecuación (6-3), se obtiene el resultado que se presenta a continuación.

$$\text{Costo de depreciación anual} = \frac{1}{20 \text{ años}} (23670348 \text{ USD} - 0.1 \cdot 23670348 \text{ USD})$$

$$\text{Costo de depreciación anual} = \frac{1}{20 \text{ años}} 0.9 \cdot 23670348 \text{ USD}$$

$$\text{Costo de depreciación anual} = 1065166 \text{ USD/año}$$

6.3.2.2. Impuestos

Esta sección corresponde a impuestos fijos a la propiedad. El costo de impuestos puede variar de acuerdo a las leyes vigentes. Depende de la ubicación de la planta industrial, aquellas ubicadas en ciudades pagan más impuestos que las correspondientes a regiones menos pobladas. No se incluye en dicho costo los impuestos sobre la ganancia.

El costo anual de impuestos se puede estimar como un 1 a 2% de la inversión fija. Para este caso en particular, se considera el valor promedio, 1.5 %.

$$\text{Costo de impuestos} = 0.015 \text{ Inversión Fija}$$

$$\text{Costo de impuestos} = 355055 \text{ USD/año}$$

6.3.2.3. Seguros

El costo de seguros depende del tipo de proceso e incluye, principalmente, seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y para la mercadería (perdidas parciales o totales).

Generalmente, el costo anual de servicios se estima como un 0.5 a 1 % de la inversión fija. En este caso, se toma el valor promedio (0.75 %) de la inversión fija para realizar la estimación.

$$\text{Costo de seguros} = 0.0075 \text{ Inversión Fija}$$

$$\text{Costo de seguros} = 177528 \text{ USD/año}$$

6.3.2.4. Financiación

Se asume que el proyecto se afrontará con capital propio, por lo que se desprecia el costo de financiación.

$$\text{Costo financiación} = 0 \text{ USD/año}$$

6.3.2.5. Ventas y distribución

Esta sección de los costos incluye los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viajes para los empleados del sector de venta, los gastos de embarque y transporte y aquellos gastos extras asociados con las ventas, servicios técnicos de las mismas, entre otros.

En general, este costo se estima como un porcentaje (1-5%) de los ingresos por ventas anuales (produciendo al 100% de la capacidad de diseño). Para este caso en concreto, se selecciona el valor promedio (3%).

$$\text{Costo de venta y distribución} = 0.03 \text{ Ventas anuales}$$

A fin de estimar las ventas anuales, es necesario analizar los precios de venta de cada uno de los productos generados y su correspondiente producción considerando que la planta funciona al 100% de su capacidad de diseño. Dichos valores se presentan en la tabla 6-9.

Tabla 6-9. Precios de venta y producción de productos (con la planta funcionando al 100% de su capacidad)

Producto	Precio de venta [USD/ton]	Producción [ton/año]
<i>Oleico comercial</i>	930	8017.8
<i>Estéarico comercial</i>	845	10458.8
<i>Mezcla DG-MG</i>	1200	11329.1
<i>Chicharrón</i>	350	4088

De la tabla 6-9, se utiliza la siguiente expresión para obtener el valor de ingresos por ventas.

$$I = \sum_i^n P_{v,i} Pr_i$$

Donde

I : ingresos por ventas (USD/año)

$P_{v,i}$: precio de venta del producto i (USD/ton)

Pr_i : producción del producto i (ton/año)

De esta manera, se obtiene el siguiente valor de ingreso por ventas al 100 % de operación.

$$I = 31319970 \text{ USD/año}$$

Luego, se obtiene el costo anual de venta y distribución.

$$\text{Costo de venta y distribución} = 939599 \text{ USD/año}$$

6.3.2.6. Administración y dirección

Este componente del costo de producción abarca todos los gastos de la administración de la empresa, tales como los salarios del personal administrativo y los gastos generales, insumos de servicios, servicio de medicina laboral, transporte entre plantas o sedes, entre otros.

A su vez, son contemplados los gastos de dirección de la empresa, el pago a servicios de asesoramiento legal, contable y de auditoría

Usualmente, este costo es estimado como un porcentaje de entre 20 y 40% del costo de mano de obra directa. En este caso, se toma al valor promedio (30%) del costo de mano de obra directa.

$$\text{Costo de administración y dirección} = 0.3 \text{ Costo de mano de obra directa}$$

$$\text{Costo de administración y dirección} = 68040 \text{ USD/año}$$

6.3.2.7. Investigación y desarrollo

Los gastos de Investigación y Desarrollo incluyen los salarios del personal involucrado en este tipo de tarea, los gastos fijos y de operación de todos los equipos involucrados, el costo de los materiales y suministros, entre otros.

Este componente de los costos fijos puede ser estimado como un porcentaje (0.5-5%) del valor de los ingresos por ventas anuales (produciendo al 100% de la capacidad de diseño). Como se realizó anteriormente, se toma el valor promedio (2.5%).

$$\text{Costo de investigación y desarrollo} = 0.025 \text{ Ventas anuales}$$

$$\text{Costo de investigación y desarrollo} = 782999 \text{ USD/año}$$

6.3.2.8. Costos fijos totales

Al sumar todas las categorías mencionadas anteriormente, se obtiene el costo fijo total anual.

$$\text{Costo fijo total} = 3388387 \text{ USD/año}$$

En la figura 6-4 se puede observar gráficamente la distribución de los costos fijos.

Costos fijos de producción

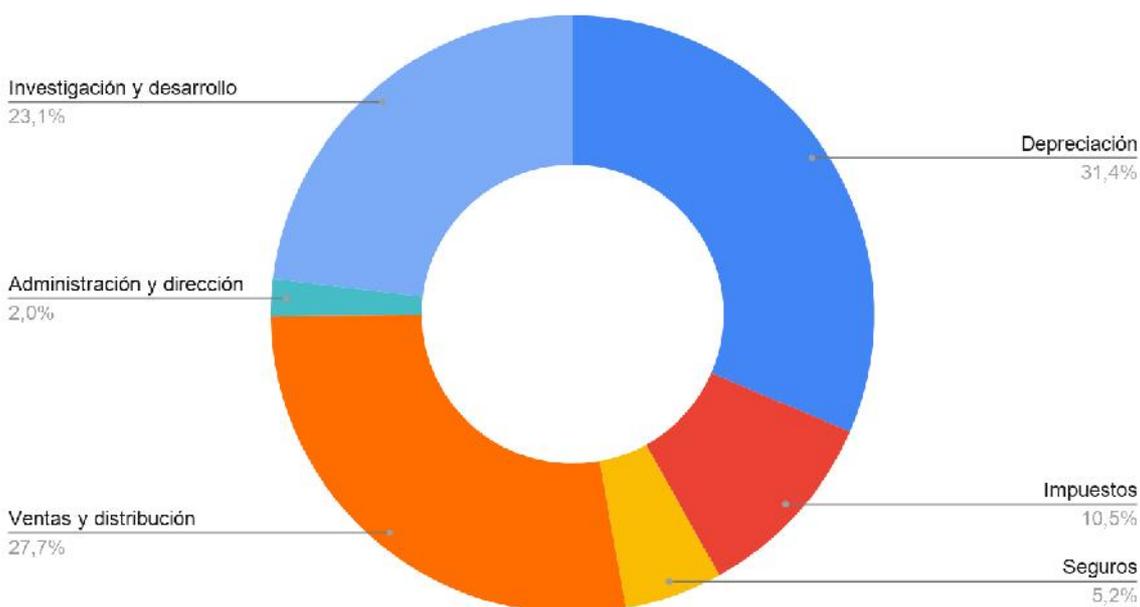


Figura 6-4. Distribución de los costos fijos de producción.

En la figura 6-4 se observa que los principales costos fijos se dividen entre los destinados a investigación y desarrollo (23.1%), ventas y distribución (27.7%) y depreciación (31.4%).

6.3.3. Costos de operación totales

Los costos de operación totales se obtienen sumando los costos fijos y los costos variables. A continuación, se muestran los costos de operación totales y la distribución de costos fijos y variables en la figura 6-5.

$$\text{Costos de operaciones totales} = 7770465 \text{ USD/año}$$

Distribución de costos fijos y variables

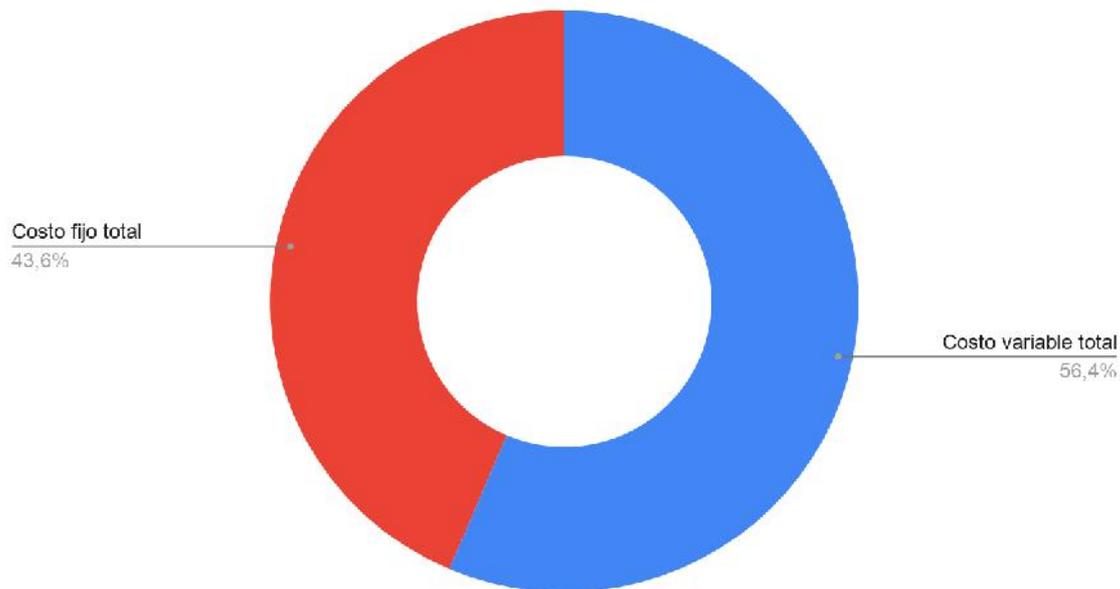


Figura 6-5. Distribución de los costos totales de producción.

Al analizar la estructura de los costos totales de producción expuestos en la figura 6-5, se puede observar que los costos variables representan la mayoría siendo un 56.4% de los costos totales.

6.4. Rentabilidad

Una vez analizados los costos de inversión (CapEx) y de operación (OpEx) se procede a realizar el análisis de rentabilidad del proyecto. Para ello, se debe analizar si los ingresos generados superan los costos y, en ese caso, en cuanto tiempo se logra amortiguar la inversión realizada mediante la ganancia.

6.4.1. Cuadro de fuentes y usos de fondos

Para la realización del cuadro de fuentes y usos se considera una Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TRMA) del 25%, estándar financiero del 10% y una tasa impositiva del 35%.

Al momento de realizar una inversión resulta de gran importancia conocer el tiempo que va a demorar el proyecto hasta lograr operar a los niveles planificados para dar ganancias por ventas. El proyecto comienza en el año -1, por lo que recién se observarán ingresos por ventas en el año 1. En la tabla 6-10, se presenta el cuadro de fuentes y de usos obtenido para el proyecto. En dicho cuadro, se tienen en cuenta los meses correspondientes al año -1,

período de construcción de la planta, y al año 0, período correspondiente a la puesta en marcha de la planta.

Diseño de una planta para la producción de ácidos grasos a partir de sebo vacuno
Trabajo Final de Ingeniería Química



Tabla 6-10. Cuadro de usos y fuentes.

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Porcentaje de utilización	0.7	0.7	0.7	0.8	0.8	0.8	0.9	0.9	0.9	1
Producción total (ton/año)	23726	23726	23726	27115	27115	27115	30504	30504	30504	33894
FUENTES										
Capital propio (\$)	28237382									
Ingreso por ventas (\$/año)	21923979	21923979	21923979	25055976	25055976	25055976	28187973	28187973	28187973	31319970
Subtotal A	50161361	21923979	21923979	25055976	25055976	25055976	28187973	28187973	28187973	31319970
USOS										
Activo fijo IFT (\$)	25670348									
Activo de trabajo IW (\$)	2567035									
CVT (\$/año)	3067454	3067454	3067454	3505662	3505662	3505662	3943870	3943870	3943870	4382078
CFT sin dep (\$/año)	2323221	2323221	2323221	2323221	2323221	2323221	2323221	2323221	2323221	2323221
Depreciación interna (\$/año)	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166
Subtotal B	34693224	6455841	6455841	6894049	6894049	6894049	7332257	7332257	7332257	7770465
BNAI (A-B) (\$/año)	15468138	15468138	15468138	18161927	18161927	18161927	20855716	20855716	20855716	23549505
Depreciación legal (\$/año)	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166
Impuestos (\$/año)	5413848	5413848	5413848	6356674	6356674	6356674	7299501	7299501	7299501	8242327
BN (\$/año)	10054289	10054289	10054289	11805252	11805252	11805252	13556215	13556215	13556215	15307178
FC (\$/año)	11119455	11119455	11119455	12870418	12870418	12870418	14621381	14621381	14621381	16372344

Tabla 6-10 (Continuación). Cuadro de usos y fuentes.

	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20
Porcentaje de utilización	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Producción total (ton/año)	33894	33894	33894	33894	33894	33894	33894	33894	33894	33894
FUENTES										
Capital propio (\$)										
Ingreso por ventas (\$/año)	31319970	31319970	31319970	31319970	31319970	31319970	31319970	31319970	31319970	31319970
Subtotal A	31319970	31319970	31319970	31319970	31319970	31319970	31319970	31319970	31319970	31319970
USOS										
Activo fijo IFT (\$)										
Activo de trabajo IW (\$)										
CVT (\$/año)	4382078	4382078	4382078	4382078	4382078	4382078	4382078	4382078	4382078	4382078
CFT sin dep (\$/año)	2323221	2323221	2323221	2323221	2323221	2323221	2323221	2323221	2323221	2323221
Depreciación interna (\$/año)	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166
Subtotal B	7770465	7770465	7770465	7770465	7770465	7770465	7770465	7770465	7770465	7770465
BNAI (A-B) (\$/año)	23549505	23549505	23549505	23549505	23549505	23549505	23549505	23549505	23549505	23549505
Depreciación legal (\$/año)	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166	1065166
Impuestos (\$/año)	8242327	8242327	8242327	8242327	8242327	8242327	8242327	8242327	8242327	8242327
BN (\$/año)	15307178	15307178	15307178	15307178	15307178	15307178	15307178	15307178	15307178	15307178
FC (\$/año)	16372344									

6.4.2. Valor presente

Es la cantidad adicional de dinero a la inversión total que sería requerida al comienzo del proyecto para que, invertida a una tasa de interés pre-asignada, pueda producir flujos de caja iguales a, y al mismo tiempo que, los flujos de caja del proyecto. Se comparan los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. El valor presente es igual a la diferencia entre la suma del valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total, como se puede ver en la expresión (6-14).

$$VP = \sum_{k=1}^n \frac{FC_k}{(1-i)^k} - I_T \quad (6-4)$$

Donde

VP : valor presente [USD/año]

FC_k : flujo de caja en el año k [USD/año]

i : tasa de interés pre - asignada

n : vida útil del proyecto [años]

I_T : inversión total [USD/año]

Teniendo en cuenta que:

$$FC_n : FC + I_W + L + terreno$$

Se utiliza la expresión (6-4) obteniendo el siguiente valor de valor presente.

$$VP = 21927372 \text{ USD/año}$$

6.2.3. Tasa interna de retorno

Este método tiene en cuenta el valor temporal del dinero invertido y está basado en la parte de la inversión que no ha sido recuperada al final de cada año durante la vida útil del proyecto. Establece la tasa de interés que debería aplicarse anualmente al flujo de caja de tal manera que la inversión original sea reducida a cero (o al valor residual más el terreno más el capital de trabajo) durante la vida útil del proyecto. Por lo tanto, la tasa de retorno que se obtiene por este método es equivalente a la máxima tasa de interés que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión y tenerla totalmente paga al final de la vida útil del proyecto. Es la tasa que hace que el valor presente sea igual a cero, como puede verse en la siguiente expresión.

$$VP = \sum \frac{FC_j}{(1 - TIR)^j} - IT = 0$$

Aplicando la expresión anterior, se obtiene el siguiente valor de tasa interna de retorno.

$$TIR = 0.425$$

6.2.4. Tiempo de repago

Es el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto. Existen diferentes formas de estimarlo según el flujo de caja sea constante o no durante el paso de los años. En este caso, como puede observarse en el cuadro de usos y fuentes (tabla 6-10), los flujos de caja varían año a año. Es por esta razón que, a fin de estimar el tiempo de repago, se recurre al método gráfico. En la figura 6-6, se observa el gráfico obtenido para el método.



Figura 6-6. Flujos de caja acumulados en función del tiempo.

Para aplicar el método, se lee el valor del tiempo para el cual el flujo de caja acumulado vale cero. Dicho valor corresponde al tiempo de repago (n_R). En la figura 6-7, se puede observar la lectura del valor, junto con la expresión obtenida para el ajuste lineal realizado.

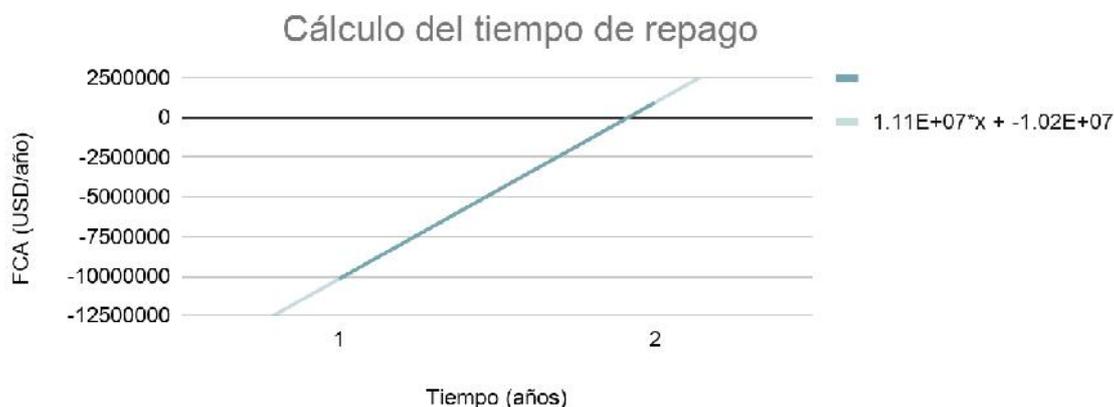


Figura 6-7. Aplicación del método gráfico para el valor presente.

De esta manera, se obtiene el siguiente valor de tiempo de repago.

$$n_R = 1.86 \text{ años}$$

6.2.5. Análisis de rentabilidad

En la tabla 6-11, se puede ver un resumen de los resultados obtenidos anteriormente.

Tabla 6-11. Resultados análisis de rentabilidad.

Valor presente (VP)	Tasa interna de retorno (TIR)	Tiempo de repago (n_R)
21927372 USD/año	42.5%	1.86 años

Al observar los resultados detallados en la tabla 6-11, se procede a analizar si el proyecto es rentable o no. En primer lugar, se debe verificar el cumplimiento del método dinámico debido a que al no cumplirse dichas condiciones el proyecto no será rentable por más de que luego se verifique el método estático. Una vez verificado el método dinámico, se procede a verificar el método estático.

6.2.5.1. Verificación del método dinámico

A fin de cumplir con el método dinámico, deben verificarse las siguientes desigualdades:

$$VP \geq 0$$

$$TIR \geq TRMA$$

A partir de los valores presentados en la tabla 6-11, se puede afirmar que ambas desigualdades se cumplen y, por tanto, se verifica el método dinámico.

6.2.5.2. Verificación del método estático

Una vez verificado el método dinámico, se procede a verificar el modelo estático. Para ello, se debe cumplir la siguiente desigualdad:

$$n_R \leq \frac{n}{2}$$

Donde

n_R : tiempo de repago (años)

n : vida útil de la planta (años)

A partir de los valores presentados en la tabla 6-11, se puede afirmar que la desigualdad se cumple y, por tanto, se verifica el método estático.

Finalmente, luego del análisis anteriormente realizado, se concluye que el proyecto propuesto es rentable.

6.4.6. Análisis de sensibilidad

Se realiza un análisis de sensibilidad de modo de ver cómo afectan ciertos parámetros que se consideran importantes sobre la rentabilidad. A continuación, se detallan los análisis realizados para cada uno de ellos.

6.4.6.1. Precio de venta

Se realiza un análisis de sensibilidad utilizando como parámetro el precio de venta de: ácido oleico comercial, ácido esteárico comercial, mezcla de monoglicéridos y diglicéridos, y chicharrón. Para ello, se varía el precio de venta de cada producto y se observa el impacto que el mismo tiene sobre la tasa interna de retorno (TIR). En la figura 6-8, se pueden ver los resultados obtenidos de dicho análisis.

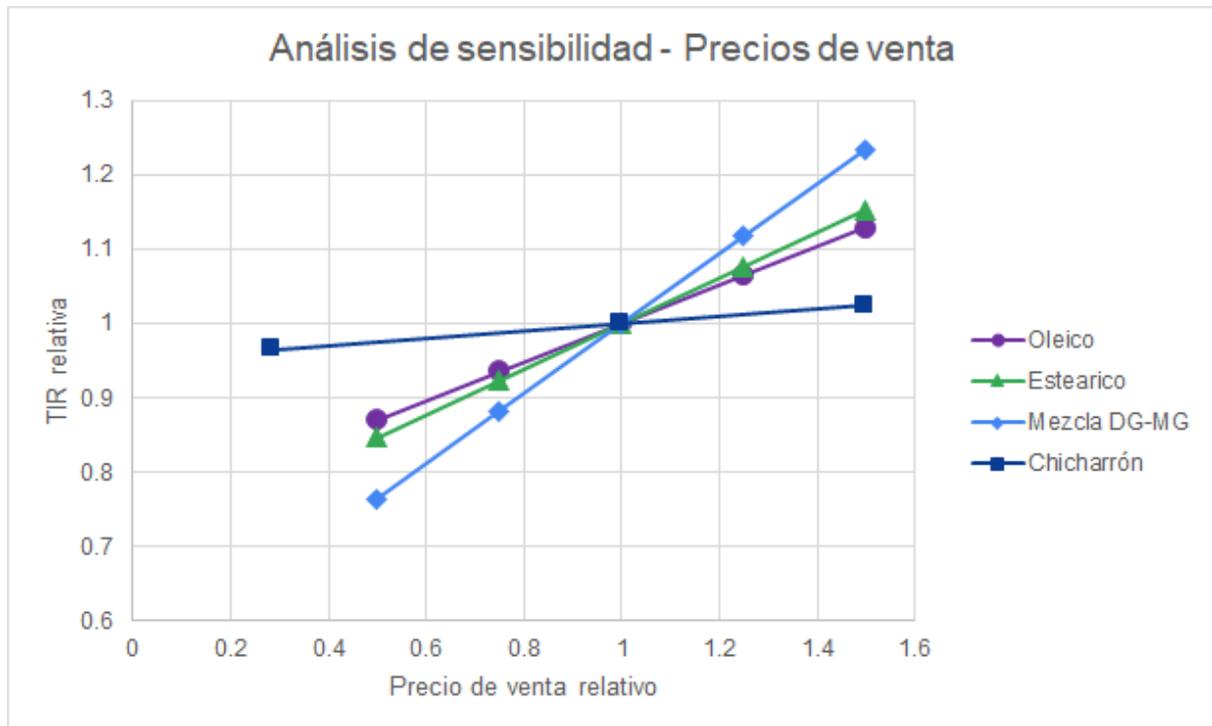


Figura 6-8. Análisis de sensibilidad: precios de venta.

Al analizar la figura 6-8, se puede afirmar que la variable más sensible es el precio de venta de la mezcla DG-MG ya que, al tener la recta una pendiente más brusca, indica que frente a una leve variación de la variable precio de venta se observa una modificación más grande en el valor de la TIR comparado con los otros precios de venta analizados, cuyas pendientes son menos pronunciadas. Por otro lado, se observa que la tendencia que presenta el cambio relativo en el precio de venta del ácido esteárico comercial, en cuanto a la variación en el TIR, es similar a la que presenta el cambio relativo en el precio de venta del ácido oleico comercial. Por último, se nota que el cambio relativo en el precio de venta del chicharrón es el que menos impacto tiene en el cambio relativo de la TIR. Esto se debe, principalmente, a que es el producto con menor producción dentro de los considerados.

Al tener en cuenta lo previamente analizado, se puede afirmar que la TIR es sensible a los precios de venta de los productos. Sin embargo, si alguno de ellos se reduce hasta un 50%, el proyecto seguiría siendo rentable debido a que, en el caso más extremo, la TIR disminuye un 25% y seguiría siendo mayor que la TRMA seleccionada.

6.4.6.2. Costo sebo en rama

Se realiza el análisis de sensibilidad variando el precio de compra del sebo en rama ya que, como puede observarse en tabla 6-5, es la materia prima con mayor costo por lo que tendrá

un impacto más significativo en la rentabilidad comparado a las otras materias primas. En la figura 6-9, se pueden ver los resultados obtenidos para el análisis de sensibilidad del sebo en rama.

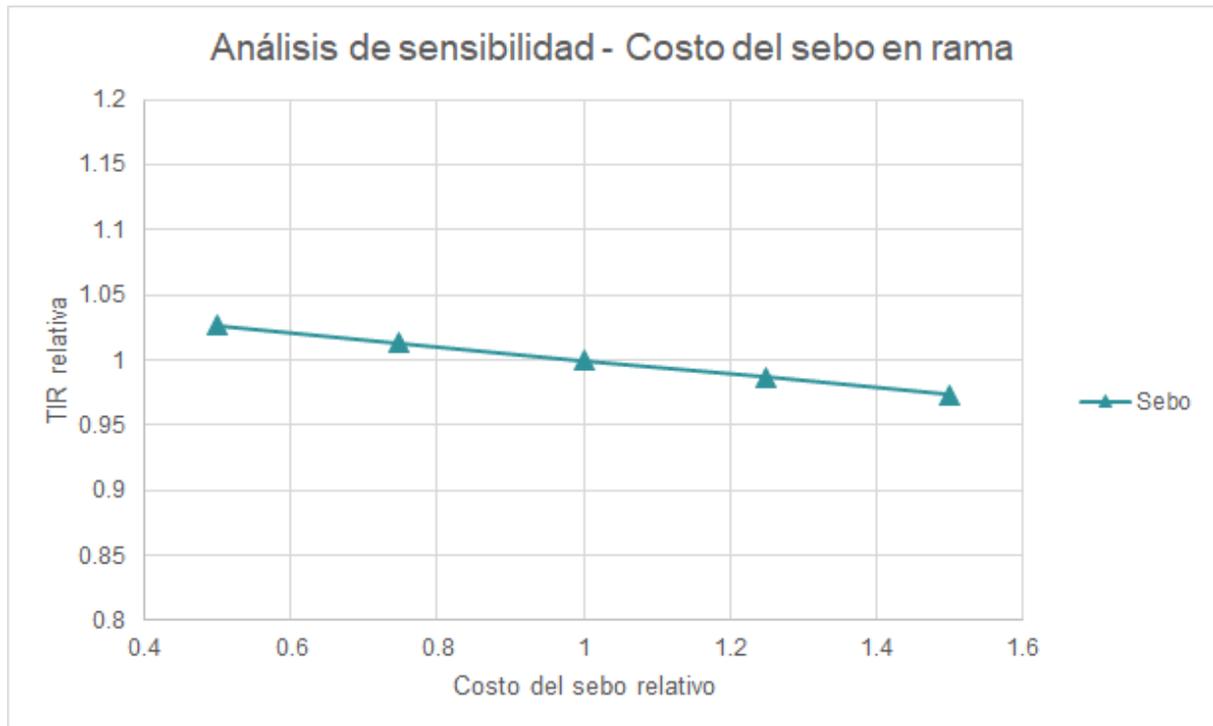


Figura 6-9. Análisis de sensibilidad: costo del sebo en rama.

Al analizar la figura 6-9, puede observarse que prácticamente no se modifica la tasa interna de retorno al variar el parámetro costo del sebo en rama. Por lo tanto, se establece que la TIR y, por tanto, la rentabilidad no es sensible a dicho parámetro.

6.4.6.3. Inversión fija

Por último, se realiza un análisis de sensibilidad tomando como parámetro a la inversión fija. En la figura 6-10, pueden verse los resultados obtenidos.

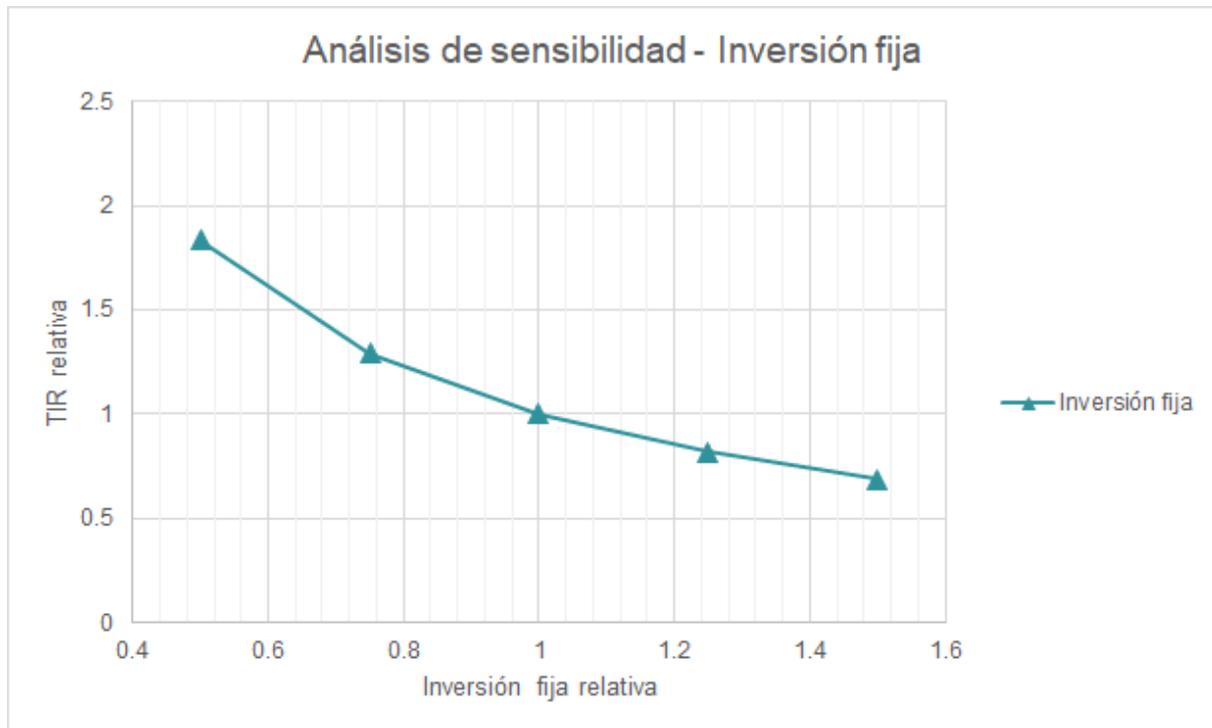


Figura 6-10. Análisis de sensibilidad: inversión fija.

Al observar la figura 6-10, se puede ver que la TIR es considerablemente sensible a cambios en el parámetro inversión fija. Se observa que a bajos valores de inversión fija, la pendiente es más brusca por lo que la TIR es más sensible. Por su parte, a medida que aumentan los valores de inversión fija, la pendiente comienza a disminuir lo que se traduce en una disminución de la sensibilidad. Este último caso es el que mayor importancia tiene en el análisis en cuestión debido a que implica la peor situación. En este sentido, se puede afirmar que, si bien la rentabilidad es sensible a la inversión fija, aunque ésta última aumente un 50%, el proyecto seguiría siendo rentable debido a que la TIR disminuiría aproximadamente a un 69%, respecto a la original, por lo que seguiría siendo mayor a la TRMA seleccionada. Sin embargo, si la inversión fija aumenta más allá del 50%, la rentabilidad del proyecto podría ponerse en riesgo.

6.4.6.5. Comparación de análisis de sensibilidad

De los análisis de sensibilidad realizados para observar la variación relativa de la Tasa Interna de Retorno (TIR) ante el cambio relativo de diferentes parámetros (precio de venta de los productos, costo del sebo en rama e inversión fija) se puede concluir que, como era de esperar, un aumento en el precio de venta de los productos genera un aumento en la TIR, mientras que en los otros dos parámetros analizados el efecto es opuesto.

En las peores situaciones, se observa que la TIR y, por tanto la rentabilidad, es más sensible ante cambios relativos en la inversión fija (CapEx) y en los precios de venta de los productos, principalmente de la mezcla de mono y diglicéridos, en comparación a cambios relativos en la materia prima (OpEx). Sin embargo, se puede afirmar que, si bien la sensibilidad es notoria para algunos de los parámetros elegidos, aunque el cambio relativo de los mismos sea hasta del 50%, el proyecto seguirá siendo rentable en las condiciones presentadas a lo largo de este capítulo.

6.5. Cronograma

Los cronogramas consisten en herramientas sencillas y accesibles que permiten fijar los tiempos de ejecución de las fases de un proyecto. Generalmente se realizan durante la última etapa de la planificación del proyecto, cuando ya se han definido los lineamientos principales, como los objetivos que se pretenden alcanzar, los recursos a utilizar y los gastos iniciales.

A continuación se presenta, en la tabla 6-12, el cronograma de la planta propuesta en el presente trabajo, donde se desarrollan las metas a corto y mediano plazo, de modo de organizar la gestión y realizar una proyección razonable de los tiempos de consecución del proyecto. El cronograma propuesto de acciones será para los primeros dos años (24 meses) de realización del proyecto.

Tabla 6-12. Cronograma.

Etapa	Mes																							
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Ingeniería básica	X	X	X																					
Ingeniería de detalle			X	X	X																			
Adquisición y acondicionamiento del terreno	X	X																						
Obras civiles		X	X	X	X																			
Compra y recepción de equipos				X	X	X	X																	
Montaje de equipos principales							X	X																
Montaje electromecánico							X	X	X	X														
Reclutamiento y selección del personal											X	X	X	X	X	X	X	X						
Capacitación del personal																		X	X	X	X	X		
Comisionamiento																			X	X	X			
Aprobación de organismos correspondientes																		X	X	X				
Pruebas con agua																			X	X	X			
Puesta en marcha																				X	X	X	X	X
Optimización de proceso ^[*]																							X	X

[*] hasta alcanzar condiciones nominales.

6.6. Bibliografía

- Apuntes de cátedra de Ingeniería Económica de la Facultad de Ingeniería, UNMDP (2019).
- Índice para equipos de proceso Marshall & Swift. Obtenido de:
<https://1.bp.blogspot.com/-NO42Z1I3nUg/XjL9e8NMj5I/AAAAAAAAAFzE/vtzxCtTAAZ40YwIaldhOHcyhjNfCInfMgCLcBGAsYHQ/s1600/pci%2B211%2B-%2B2018.jpg>
- Obtenido de: <http://www.matche.com/default.html>
- Obtenido de: <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/>
- Obtenido de: <https://www.osti.gov/servlets/purl/797810/>
- Obtenido de:
http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20225/fichero/4_Dimensionado+de+equipos+y+estimaci%C3%B3n+del+coste.pdf
- Walas, M. *Chemical process equipment*. Capítulo 20.
- Sueldo promedio de operarios de planta. Obtenido de:
https://www.glassdoor.com.ar/Sueldos/buenos-aires-operario-planta-sueldo-SRCH_IL0,12_IM963_KO13,21_KE22,28.htm
- Costos de agua, AySA. Obtenido de:
<https://www.aysa.com.ar/usuarios/Conoce-tu-factura>
- Cuadro tarifario de energía, ENARGAS. Obtenido de:
https://www.argentina.gob.ar/enre/cuadros_tarifarios
- Cuadro tarifario de gas natural, Naturgy BAN. Obtenido de
<https://www.naturgy.com.ar/servlet/ficheros/1297163686022/AvisoTarifasNOV2019.pdf>
- Categoría de usuarios, ENARGAS. Obtenido de:
<https://www.enargas.gob.ar/secciones/precios-y-tarifas/categorias-de-usuarios.php>
- Información provista por la Cámara de Subproductos Ganaderos
- Obtenido de:
https://www.energia.gob.ar/contenidos/archivos/Reorganizacion/informacion_del_mercado/publicaciones/mercado_electrico/cuadros_tarifarios/enero2009/cond_adc_epec_dde_oct_08.pdf

CAPÍTULO 7

Gestión ambiental

7.1. Objetivos del capítulo

En el desarrollo de este capítulo se presentan ventajas energéticas, económicas y medioambientales del proceso. Se define la política ambiental de la empresa. Se mencionan los impactos del proyecto sobre el ambiente tanto en la fase de montaje como en la fase de funcionamiento de la planta. Se describen los principales impactos y se realiza una valoración de los más relevantes. Se mencionan medidas correctivas que ya están presentes en el proyecto y medidas adicionales a implementar.

7.2. Justificación ambiental del proyecto

Toda actividad humana tiene efectos sobre el ambiente. Estos efectos se consideran impactos cuando modifican el ambiente o la calidad de vida de la población en forma significativa. Un proyecto puede tener impactos positivos como la generación de empleo, la disponibilidad de nuevos bienes y servicios, la conexión de zonas que antes estaban aisladas, la generación energía o acceso al agua potable. Pero también puede tener impactos negativos, como la generación de ruido, la alteración del tránsito, la remoción de vegetación nativa o la modificación del caudal de agua de los ríos. Por este motivo, resulta importante analizar cuáles son los impactos vinculados a la planta de revalorización de sebo vacuno.

Este proyecto posee grandes ventajas tanto medioambientales como socioeconómicas. Por un lado, los subproductos de la industria alimentaria constituyen un problema serio de residuos en gran parte del mundo. En general, el destino final de dichos subproductos incluye acabar en un vertedero controlado, el entierro o la quema. Dichas prácticas traen como consecuencia ciertos riesgos de daño ambiental. Por un lado, la eliminación directa de grasas animales en el medio ambiente, sin tratamientos previos, implica la contaminación del suelo y capas subterráneas, así como también, la eutrofización de las aguas de ríos y arroyos. Por otro lado, se presenta otro inconveniente causado por la emisión de acroleína, debido a la quema de glicerina presente en la grasa.

La implementación de esta planta de procesos permite gestionar esos subproductos como materia prima y de esta manera brindarles un mayor valor comercial además de favorecer el desarrollo sostenible disminuyendo el impacto negativo en el medio ambiente. Además de favorecer el desarrollo sustentable, crea nuevas fuentes de riqueza que aportan una mayor rentabilidad económica al proceso industrial de partida.

Es por esto que el aprovechamiento de los restos de animales y el procesamiento de residuos de la actividad ganadera presenta importantes ventajas como la revalorización del sebo vacuno, la disminución en el impacto ambiental, el ahorro de los costos de eliminación de desechos, la recuperación de sustancias con mayor valor agregado y una mayor rentabilidad de los mataderos e industrias de transformación animal.

Por otra parte, el proyecto contempla la producción de mono y diglicéridos a partir de los triglicéridos presentes en el sebo vacuno y de la glicerina que se obtiene como subproducto en la obtención de ácidos grasos. La glicerina como tal, se obtiene como subproducto en muchos procesos de la industria oleoquímica, el aumento de la producción de biodiesel a nivel mundial trae como consecuencia una oferta excesiva de dicho compuesto, siendo muchas veces solamente descartado. Es por dicho motivo, que el proyecto involucra una etapa de producción adicional con el fin de aprovechar la glicerina obtenida como coproducto y obtener beneficio económico a partir de ello. Esto no sólo eleva la rentabilidad del proyecto en cuestión, ya que se aumenta el valor agregado de los productos obtenidos mediante el procesamiento de la glicerina, sino que también disminuye el impacto ambiental negativo que acarrea el descarte de la misma al medio ambiente.

7.3. Sistema de gestión ambiental

El propósito de la Norma ISO 14001 es proporcionar a las organizaciones un marco de referencia para proteger el medio ambiente y responder a las condiciones ambientales cambiantes, en equilibrio con las necesidades socioeconómicas. Esta norma especifica requisitos que permitan que una organización logre los resultados previstos que ha establecido para su sistema de gestión ambiental.

Un enfoque sistemático a la gestión ambiental puede proporcionar información para generar éxito a largo plazo y crear opciones para contribuir al desarrollo sostenible mediante:

- La protección del medio ambiente, mediante la prevención o mitigación de impactos ambientales adversos
- La mitigación de efectos potencialmente adversos de las condiciones ambientales sobre la organización
- El apoyo a la organización en el cumplimiento de los requisitos legales y otros requisitos
- La mejora del desempeño ambiental

- El control o la influencia sobre la forma en la que la organización diseña, fabrica, distribuye, consume y lleva a cabo la disposición final de productos o servicios, usando una perspectiva de ciclo de vida que pueda prevenir que los impactos ambientales sean involuntariamente trasladados a otro punto del ciclo de vida
- El logro de beneficios financieros y operacionales que puedan ser el resultado de implementar alternativas ambientales respetuosas que fortalezcan la posición de la organización en el mercado
- La comunicación de la información ambiental a las partes interesadas pertinentes

7.3.1. Factores de éxito

El éxito de un sistema de gestión ambiental depende del compromiso de todas las funciones y niveles de la organización, bajo el liderazgo de la alta dirección. Las organizaciones pueden aprovechar las oportunidades de prevenir o mitigar impactos ambientales adversos e incrementar los impactos ambientales beneficiosos, particularmente los que tienen consecuencias estratégicas y de competitividad.

La implementación exitosa de la Norma ISO 14001 se puede usar para asegurar que se ha puesto en marcha un sistema de gestión ambiental eficaz. Sin embargo, la adopción de dicha norma no garantiza en sí misma resultados ambientales óptimos. Su aplicación puede ser diferente de una organización a otra debido al contexto de las mismas. Dos organizaciones pueden llevar a cabo actividades similares pero pueden tener diferentes requisitos legales y otros requisitos, diferentes compromisos de política ambiental, diferentes tecnologías ambientales y diferentes objetivos de desempeño ambiental, y aun así ambas pueden ser conformes con los requisitos de esta Norma Internacional.

El nivel de detalle y complejidad del sistema de gestión ambiental variará dependiendo del contexto de la organización, el alcance de su sistema de gestión ambiental, sus requisitos legales y otros requisitos y la naturaleza de sus actividades, productos y servicios, incluidos sus aspectos ambientales y los impactos ambientales asociados.

7.3.2. Modelo planificar-hacer-verificar-actuar

La base para el enfoque que subyace a un sistema de gestión ambiental se fundamenta en el concepto de Planificar, Hacer, Verificar y Actuar (PHVA). El modelo PHVA proporciona un proceso iterativo usado por las organizaciones para lograr la mejora continua. Se puede

aplicar a un sistema de gestión ambiental y a cada uno de sus elementos individuales, y se puede describir brevemente así:

- Planificar: establecer los objetivos ambientales y los procesos necesarios para generar y proporcionar resultados de acuerdo con la política ambiental de la organización.
- Hacer: implementar los procesos según lo planificado.
- Verificar: hacer el seguimiento y medir los procesos respecto a la política ambiental, incluidos sus compromisos, objetivos ambientales y criterios operacionales, e informar de sus resultados.
- Actuar: emprender acciones para mejorar continuamente.

7.4. Política ambiental

Una política ambiental es un conjunto de principios establecidos como compromisos, con los cuales se establecen las intenciones de la organización para apoyar y mejorar su desempeño ambiental. La política ambiental posibilita que la organización establezca sus objetivos ambientales, lleve a cabo acciones para lograr los resultados previstos del sistema de gestión ambiental, y permita la mejora continua.

La política ambiental debe:

- Mantenerse como información documentada
- Comunicarse dentro de la organización
- Estar disponible para las partes interesadas

Se debe establecer, implementar y mantener una política ambiental que, dentro del alcance definido de su sistema de gestión ambiental:

- A. Sea apropiada al propósito y contexto de la organización, incluida la naturaleza, magnitud e impactos ambientales de sus actividades, productos y servicios.
- B. Proporcione un marco de referencia para el establecimiento de los objetivos ambientales.
- C. Incluya un compromiso para la protección del medio ambiente, incluida la prevención de la contaminación, y otros compromisos específicos pertinentes al contexto de la organización.
- D. Incluya un compromiso de cumplir con los requisitos legales y otros requisitos.
- E. Incluya un compromiso de mejora continua del sistema de gestión ambiental para la mejora del desempeño ambiental.

Estos compromisos se reflejan, entonces, en los procesos que una organización establece para asegurar un sistema de gestión ambiental robusto, creíble y fiable. El compromiso de proteger el medio ambiente tiene como fin no solamente prevenir impactos ambientales adversos mediante la prevención de la contaminación, sino proteger el entorno natural contra el daño y la degradación cuyo origen son las actividades, productos y servicios de la organización. Los compromisos específicos que aspira a cumplir una organización deberían ser pertinentes a su contexto, e incluir las condiciones ambientales locales o regionales. Estos compromisos pueden abordar, por ejemplo, la calidad del agua, el reciclaje o la calidad del aire, y también pueden incluir compromisos relacionados con la mitigación y adaptación al cambio climático, la protección de la biodiversidad y de los ecosistemas, y la restauración.

Aunque todos los compromisos son importantes, muchas veces se hace hincapié especialmente en el compromiso de la organización para el cumplimiento de sus requisitos legales y otros requisitos, particularmente los requisitos legales aplicables.

La Ley 25.675 (Ley General del Ambiente) establece los presupuestos mínimos para el logro de una gestión sustentable y adecuada del ambiente, la preservación y protección de la diversidad biológica y la implementación del desarrollo sustentable.

Al considerar lo establecido por la Ley General del Ambiente para Argentina, se define la política ambiental que deberá cumplir el presente proyecto a fin de lograr un sistema de gestión ambiental que permita el desarrollo sostenible. La política ambiental consiste en una serie de objetivos o metas, las cuales se presentan a continuación.

- A. Asegurar la preservación, conservación, recuperación y mejoramiento de la calidad de los recursos ambientales, tanto naturales como culturales, en la realización de las diferentes actividades antrópicas.
- B. Promover el mejoramiento de la calidad de vida de las generaciones presentes y futuras, en forma prioritaria.
- C. Fomentar la participación social en los procesos de toma de decisión.
- D. Promover el uso racional y sustentable de los recursos naturales.
- E. Mantener el equilibrio y dinámica de los sistemas ecológicos.
- F. Asegurar la conservación de la diversidad biológica.
- G. Prevenir los efectos nocivos o peligrosos que las actividades antrópicas generan sobre el ambiente para posibilitar la sustentabilidad ecológica, económica y social del desarrollo.

- H. Promover cambios en los valores y conductas sociales que posibiliten el desarrollo sustentable, a través de una educación ambiental, tanto en el sistema formal como en el no formal.
- I. Organizar e integrar la información ambiental y asegurar el libre acceso de la población a la misma.
- J. Establecer un sistema federal de coordinación interjurisdiccional, para la implementación de políticas ambientales de escala nacional y regional.
- K. Establecer procedimientos y mecanismos adecuados para la minimización de riesgos ambientales, para la prevención y mitigación de emergencias ambientales y para la recomposición de los daños causados por la contaminación ambiental.

7.4.1. Principios de la política ambiental

El artículo 4° de la Ley General del Ambiente establece que la interpretación y aplicación de dicha ley, y de toda otra norma a través de la cual se ejecute la política ambiental, estarán sujetas al cumplimiento de los siguientes principios:

- *Principio de congruencia.* La legislación provincial y municipal referida a lo ambiental deberá ser adecuada a los principios y normas fijadas en la presente ley; en caso de que así no fuere, éste prevalecerá sobre toda otra norma que se le oponga.
- *Principio de prevención.* Las causas y las fuentes de los problemas ambientales se atenderán en forma prioritaria e integrada, tratando de prevenir los efectos negativos que sobre el ambiente se pueden producir.
- *Principio precautorio.* Cuando haya peligro de daño grave o irreversible la ausencia de información o certeza científica no deberá utilizarse como razón para postergar la adopción de medidas eficaces, en función de los costos, para impedir la degradación del medio ambiente.
- *Principio de equidad intergeneracional.* Los responsables de la protección ambiental deberán velar por el uso y goce apropiado del ambiente por parte de las generaciones presentes y futuras.
- *Principio de progresividad.* Los objetivos ambientales deberán ser logrados en forma gradual, a través de metas interinas y finales, proyectadas en un cronograma temporal que facilite la adecuación correspondiente a las actividades relacionadas con esos objetivos.
- *Principio de responsabilidad.* El generador de efectos degradantes del ambiente, actuales o futuros, es responsable de los costos de las acciones preventivas y

correctivas de recomposición, sin perjuicio de la vigencia de los sistemas de responsabilidad ambiental que correspondan.

- *Principio de subsidiariedad.* El Estado nacional, a través de las distintas instancias de la administración pública, tiene la obligación de colaborar y, de ser necesario, participar en forma complementaria en el accionar de los particulares en la preservación y protección ambientales.
- *Principio de sustentabilidad.* El desarrollo económico y social y el aprovechamiento de los recursos naturales deberán realizarse a través de una gestión apropiada del ambiente, de manera tal, que no comprometa las posibilidades de las generaciones presentes y futuras.
- *Principio de solidaridad.* La Nación y los Estados provinciales serán responsables de la prevención y mitigación de los efectos ambientales transfronterizos adversos de su propio accionar, así como de la minimización de los riesgos ambientales sobre los sistemas ecológicos compartidos.
- *Principio de cooperación.* Los recursos naturales y los sistemas ecológicos compartidos serán utilizados en forma equitativa y racional. El tratamiento y mitigación de las emergencias ambientales de efectos transfronterizos serán desarrollados en forma conjunta.

7.5. Relevamiento de impactos ambientales en la planta

Por lo mencionado anteriormente, todo proyecto de obra o actividad que pueda generar impactos significativos debe pasar por un procedimiento de evaluación de impacto ambiental en forma previa a su ejecución. La Evaluación de Impacto Ambiental (EIA) es el proceso que permite identificar, predecir, evaluar y mitigar los potenciales impactos que un proyecto de obra o actividad puede causar al ambiente, en el corto, mediano y largo plazo previo a la toma de decisión sobre la ejecución de un proyecto. Esta evaluación permite determinar si un proyecto es ambientalmente viable o no.

Se debe recopilar información suficiente para poder generar un estudio de impacto ambiental. Un correcto análisis de los resultados de esta evaluación busca evitar impactos negativos y potenciar impactos positivos de un proyecto.

No hay un método único para determinar los aspectos ambientales significativos. Sin embargo, el método y los criterios que se usen deberían arrojar resultados coherentes. Se deben establecer criterios para determinar los aspectos ambientales significativos. Los

criterios ambientales son los criterios fundamentales y mínimos para evaluar los aspectos ambientales. Los criterios se pueden relacionar con el aspecto ambiental (por ejemplo, tipo, tamaño, frecuencia) o el impacto ambiental (por ejemplo, magnitud, severidad, duración, exposición), pero también se pueden usar otros criterios.

Un aspecto ambiental podría no ser significativo cuando se consideran solamente ciertos criterios ambientales. Sin embargo, cuando se consideran otros, puede alcanzar o superar el límite para determinar la importancia. Estos otros criterios pueden incluir cuestiones organizacionales tales como los requisitos legales o las preocupaciones de las partes interesadas, y no están previstos para disminuir la significancia de algún aspecto que sea significativo con base en su impacto ambiental. Un aspecto ambiental significativo puede dar como resultado uno o más impactos ambientales significativos y por tanto generar riesgos y oportunidades que necesitan abordarse para asegurar que la organización puede lograr los resultados previstos de su sistema de gestión ambiental.

Cuando determina sus aspectos ambientales, la organización puede considerar:

- A. Las emisiones al aire
- B. Los vertidos al agua
- C. Las descargas al suelo
- D. El uso de materias primas y recursos naturales
- E. El uso de energía
- F. La energía emitida (por ejemplo, calor, radiación, vibración (ruido) y luz)
- G. La generación de residuos y/o subproductos
- H. El uso del espacio

Se deberían considerar los aspectos ambientales relacionados con las actividades, productos y servicios de la organización, tales como:

- El diseño y desarrollo de sus instalaciones, procesos, productos y servicios
- La adquisición de materias primas, incluyendo la extracción
- Los procesos operacionales o de fabricación
- La operación y mantenimiento de las instalaciones, los activos e infraestructura de la organización
- El desempeño ambiental y las prácticas de los proveedores externos
- El transporte de productos y la prestación de servicios, incluido el embalaje
- El almacenamiento, uso y tratamiento al finalizar la vida útil de los productos

- La gestión de residuos, incluida la reutilización, el reacondicionamiento, el reciclaje y la disposición final

7.6. Impactos ambientales

A continuación se realiza el análisis de las diferentes fuentes de impacto medioambiental en la planta propuesta.

A modo de identificar los potenciales impactos medioambientales debidos a la producción de ácidos grasos, se realiza una separación de los mismos en: impactos de montaje, impactos de funcionamiento e impactos socioeconómicos.

7.6.1. Impactos de montaje

Las etapas correspondientes a la fase de montaje que generan impactos ambientales son las siguientes: modificación del terreno, obras de infraestructura, uso de equipos y maquinaria pesada, disposición de la mano de obra, y transporte de equipos e instalación. Cada una de ellas se detalla a continuación.

7.6.1.1. Modificación del terreno

En primer instancia, es necesaria la modificación del terreno a modo de acondicionar el mismo para la construcción de la planta. En este caso, se han considerado dos acciones, las cuales poseen una potencial influencia en el impacto ambiental.

- *Movimiento de tierras*: esta acción se refiere al impacto que pueda tener la pérdida de suelo en el entorno a causa de diversos factores como la construcción de cimientos, el nivelado de la planta, entre otros.
- *Movimiento de vehículos*: esta acción hace referencia al potencial impacto que pueda provocar la circulación de vehículos sobre el suelo, generando emisiones de gases de efecto invernadero, aumento del ruido y agotamiento de recurso no renovable como lo son los combustibles fósiles.

7.6.1.2. Obras de infraestructura

En segundo lugar se deben considerar los posibles impactos que pueden producirse a causa de la construcción de la estructura primaria, así como también a causa de las construcciones auxiliares. En general, se espera que las obras de infraestructura tengan un impacto negativo. Entre los impactos adversos de la construcción se encuentran: el agotamiento de los recursos naturales, la pérdida de diversidad biológica, el vertido de residuos a los sectores aledaños,

entre otros. Otro problema relevante es la generación de polvo que afecta al medio ambiente y puede generar efectos adversos para la salud humana.

7.6.1.3. Uso de equipos y maquinaria pesada

La utilización de equipos y maquinaria pesada tiene un impacto negativo en el medio ambiente. Esto afecta en el componente fauna del medio natural y al paisaje circundante a la planta. El uso de este tipo de maquinaria también genera elevados niveles de ruido que afectan a los trabajadores y al ambiente cercano.

7.6.1.4. Transporte de equipos e instalación

Realizada la construcción básica de la planta se debe proceder al transporte e instalación de los equipos destinados al proceso, tales como los reactores, la torre de destilación, entre otros. Esto genera un impacto negativo ya que se requieren de vehículos de gran porte que generan ruido y contaminación en el ambiente. A su vez, la instalación de los mismos generan más ruido y en el caso de los más voluminosos, vibraciones.

7.6.2. Impactos de funcionamiento

Los problemas medioambientales relacionados con el sector de producción de oleoquímicos incluyen principalmente: emisiones al aire, aguas residuales, materiales peligrosos, residuos y derivados. Cada uno de ellos, se detalla a continuación.

7.6.2.1. Emisiones atmosféricas

Las emisiones al aire debido a la producción de ácidos grasos incluyen principalmente emisiones fugitivas de compuestos orgánicos volátiles, denominados COV, incluido el hexano producido durante los procesos de fraccionamiento; emisiones de olor provenientes de ácidos grasos de bajo peso molecular y productos de degradación como pueden ser cetonas y aldehídos procedentes de tanques de almacenamiento o de los procesos de pretratamiento; separación y destilación. Estas emisiones representan un impacto negativo sobre los ecosistemas y en la salud humana debido a la toxicidad de los compuestos orgánicos volátiles (COV), los cuales presentan efectos cancerígenos y otros efectos menores tales como dolor de cabeza, dificultad para respirar, fatiga, entre otros. Respecto a los ecosistemas naturales, la presencia de COV interfiere en la actividad fotosintética, en el crecimiento y el metabolismo general de las plantas, así como también incrementa la sensibilidad de las plantas a condiciones extremas tales como el calor y la sequía.

También deben considerarse a los compuestos de gases de combustión de caldera así como vapores generados en la concentración de la corriente de glicerina previa al reactor de glicerólisis. Estos gases generados generan un impacto negativo en la atmósfera debido a la presencia de gases de efecto invernadero, los cuales generan una degradación de la capa de ozono.

7.6.2.2. Utilización de equipos de proceso

Las fuentes más frecuentes de emisiones de ruido son compresores y turbinas, bombas, motores eléctricos, sistemas de refrigeración de aire, cintas transportadoras, grúas y la despresurización de emergencia.

7.6.2.3. Utilización de materia prima

Para llevar adelante la producción de ácidos grasos se utiliza como materia prima el sebo en rama. Dicha materia prima es repartida por camiones de frigoríficos y carnicerías de la zona donde se encuentra instalada la planta, que consideran al sebo como un desecho. Es por este motivo que la reutilización de la materia prima se considera un impacto positivo.

7.6.2.4. Efluentes líquidos

Las plantas de producción de ácidos grasos producen un considerable volumen de aguas residuales. Dichas aguas contienen ácidos grasos y grasas en suspensión con alto valor de DBO (niveles de demanda biológica de oxígeno) y DQO (demanda química de oxígeno).

Si la cantidad de materia orgánica presente en el efluente es considerablemente elevada, el consumo de oxígeno puede llegar a niveles críticos, lo que podría resultar en una consecuencia inmediata en la destrucción del ecosistema acuático que requiere del oxígeno para sobrevivir. Además, el exceso de materia orgánica, facilita la proliferación de microorganismos muchos de los cuales resultan ser patógenos, provocando una disminución del oxígeno disuelto. Esta disminución aumenta la solubilidad en el agua de ciertos metales y puede llegar a incrementar la corrosión en tuberías por la presencia de sulfuros.

Uno de los contaminantes más frecuentes son los aceites provenientes tanto de los motores, como de las bombas y otros equipos que requieren lubricación. El aceite utilizado para dichos fines debe cambiarse aproximadamente cada 750 horas de funcionamiento. Los aceites son insolubles en agua, impiden el paso del oxígeno formando películas impermeables afectando la flora y la fauna tanto en el agua como en la tierra. Además,

esparcen productos tóxicos que pueden ser ingeridos por los seres humanos de forma directa o indirecta. Los hidrocarburos saturados que se generan no son biodegradables. Un litro de aceite usado contamina 1.000 m³ de agua. El vertido de aceites usados en los cursos de aguas deteriora notablemente la calidad de las mismas, al ocasionar una capa superficial que impide la oxigenación de las aguas y llevando a una reducción de la fauna que las habitan.

Deben mencionarse los riesgos que implican las sustancias tóxicas contenidas en los aceites usados tales como fenoles, aminas aromáticas, terpenos fosfatados y sulfonados, detergentes, etc. Estos producen peróxidos intermedios que son muy tóxicos y se generan debido al uso del aceite a elevadas temperaturas.

Las fuentes que generan aguas residuales son el vertido de corrientes de ácidos grasos a altas presiones a la salida de las torres de separación, residuos líquidos del destilador, condensados del sistema de vacío que emplean vapor de agua y la fase acuosa descartada del decantador posterior al proceso de glicerólisis.

Finalmente, deben considerarse los residuos líquidos cloacales compuestos de restos líquidos generados en los sanitarios, cocina y la limpieza de las áreas comunes.

7.6.2.5. Efluentes sólidos

Dentro de los efluentes sólidos más comunes se pueden distinguir dos tipos de residuos:

- *Residuos sólidos comunes:* se componen principalmente por compuestos de restos de alimentos y papeles, producto de las actividades humanas
- *Residuos sólidos industriales:* estos se encuentran compuestos por restos de aceites minerales, estopas, envases de productos químicos y residuos generados por la destilación de ácidos grasos.

7.6.2.6. Consumo de agua

En tanto al consumo de agua, considerando que la empresa suministradora de agua (AySA) se abastece de los afluentes fluviales cercanos a la ubicación de la planta, se espera que el consumo de agua genere un impacto negativo debido a la modificación de los ecosistemas que coexisten en los afluentes debido a la disminución de la calzada.

7.6.3. Impactos socioeconómicos

7.6.3.1. Presencia de mano de obra

La presencia de la planta supone la creación de un nuevo foco de trabajo en la zona, generando una gran cantidad de empleos. Sin embargo, se genera un nuevo riesgo para los trabajadores en la planta por posibles accidentes de trabajo en caso de funcionamiento anómalo de los equipos de la planta. En este sentido, además, se debe capacitar bien a los mismos para evitar una mala operación por parte de los operarios.

A su vez, de manera indirecta, se benefician distribuidores, proveedores de productos y servicios, generando un movimiento comercial relevante.

7.6.3.2. Contribución al Estado

Se beneficia al fisco, dado que las operaciones de la empresa están enmarcadas bajo las regulaciones económicas formales, aportando una suma importante en el pago de impuestos al Estado en las diferentes modalidades. Este beneficio es considerado un impacto positivo.

7.6.3.3. Contribución a la economía del país

Al igual que lo mencionado en el ítem anterior, el agregado de valor a productos locales y su comercio tanto nacional como internacional, contribuye a la economía del país mediante el ingreso de divisas.

7.6.4. Valoración de los impactos

7.6.4.1. Identificación y evaluación de los impactos ambientales

Una vez definidos los impactos ambientales del proyecto, se valoran los impactos negativos en función de la importancia de dicho impacto.

Para poder cuantificar los distintos impactos se tienen en cuenta tres componentes: la frecuencia, la severidad y la magnitud. La frecuencia es la medida del número de veces que se repite el impacto en el medioambiente por año. La severidad del problema evalúa la gravedad de cada impacto en la salud de los trabajadores. Y por último, la magnitud hace referencia a la gravedad del impacto, es decir, la alteración que genera en el medio ambiente. Para los tres componentes analizados se considera una escala de 1 a 5, donde 1 corresponde al valor más bajo del componente y 5 al valor más alto.

Una vez definidos los tres componentes, al sumarlos se obtiene el valor final del criterio utilizado para cuantificar el impacto ambiental. De esta manera cada impacto se clasifica según dicho valor según lo mostrado en la tabla 7-1.

Tabla 7-1. Escala de valoración de los impactos negativos.

Rango criterio impacto ambiental	Valoración
3 - 6	<i>Leve</i>
7 - 11	<i>Moderado</i>
12 - 15	<i>Grave</i>

En la tabla 7-2 se puede observar la identificación y evaluación de los diferentes impactos negativos.

Tabla 7-2. Matriz de impactos ambientales negativos.

<i>Identificación del aspecto</i>		<i>Evaluación de la significancia del impacto</i>				
<i>Aspectos ambientales</i>	<i>Identificación</i>	<i>Impactos ambientales asociados</i>	<i>Impacto ambiental</i>			
			<i>Frecuencia</i>	<i>Severidad</i>	<i>Magnitud</i>	<i>Total criterio impacto ambiental</i>
Modificación del terreno	Movimiento de tierras	Pérdida del suelo	1	3	4	8
Modificación del terreno	Movimiento de vehículos	Alteración de las características del suelo, ruido	1	3	5	9
Obras de infraestructura	Construcciones de estructura primaria y auxiliares	Agotamiento de recursos naturales, pérdida de biodiversidad, vertido de residuos, contaminación del aire	2	3	5	10
Transporte y construcción	Uso de equipos y maquinaria pesada	Agotamiento de la fauna, alteración de las características del paisaje, ruido	1	3	4	8
Generación de emisiones	Compuestos orgánicos volátiles y gases de combustión	Contaminación atmosférica, efecto invernadero	5	2	4	11
Generación de residuos especiales	Sustancias químicas, aceites lubricantes	Aumento de los residuos a disponer	4	3	4	11
Utilización de equipos	Equipos de proceso	Ruido	4	3	4	11
Generación de efluentes	Agua residuales	Aumento de los residuos a disponer	5	3	3	11
Consumo de recursos naturales	Agua	Agotamiento del agua	5	5	4	14
Consumo de gas natural	Utilización de recursos no renovables	Agotamiento del recurso natural	5	3	2	10
Consumo de energía eléctrica	Suministro de energía a la planta	Agotamiento del recurso natural	5	2	2	9

7.7 Medidas preventivas y correctoras

Para eliminar o reducir los impactos medioambientales presentes en la planta, se presentan a continuación medidas preventivas y correctoras para cada efecto.

7.7.1. Control de Vehículos, Equipos y Maquinaria Pesada

A continuación se enumeran algunas medidas para controlar los impactos relacionados con el transporte y los equipos.

- Se deberá controlar el correcto estado de manutención y funcionamiento de los vehículos, equipos y maquinarias pesadas, tanto propio como de los subcontratistas, así como asegurar el cumplimiento de las normas vigentes.
- Las tareas que produzcan altos niveles de ruido, tales como el movimiento de camiones y los ruidos producidos por la máquina de excavaciones deberán estar planeadas adecuadamente para mitigar la emisión total lo máximo posible, de acuerdo al cronograma de la obra.
- No podrán circular simultáneamente más de tres camiones para el transporte de suelos de excavación hacia el sitio de depósito y la máquina que distribuirá y asentará los suelos deberá trabajar en forma alternada con los camiones.

Estas medidas tienen como objetivo prevenir potenciales enfermedades laborales de los operarios involucrados en la obra y minimizar los posibles impactos negativos hacia la población aledaña a la zona de construcción, así como también prevenir daños a la fauna silvestre.

7.7.2. Tratamiento de efluentes

Una vez definidos cada uno de los impactos ambientales considerados en el plan de gestión, se considera importante realizar hincapié en uno de ellos: la generación de efluentes y/o residuos sólidos.

Se define a un residuo como cualquier tipo de material generado por medio de la actividad humana y que se encuentre destinado a ser desechado. Dentro de los diferentes tipos de residuos, se destacan los industriales ya que son los generados por el presente proyecto. A continuación, se detallan las distintas clases de residuos dentro de lo que es la actividad industrial.

- Inertes: escombros y materiales similares, en general, no peligrosos para el medio ambiente.
- Ni peligrosos ni inertes: proceden en general de la industria alimenticia. Pueden ser sólidos, semisólidos (restos de barros de plantas de tratamiento de efluentes), todos son orgánicos biodegradables.
- Similares a residuos sólidos urbanos: restos de comedores, oficinas, entre otros. Suelen ser recogidos y tratados de forma similar al resto de los residuos sólidos urbanos.
- Residuos peligrosos: la industria química es la que contribuye más a la producción de este tipo de residuo industrial, además de la automóbil y metalurgia.
- Residuos patogénicos: producidos en plantas farmacéuticas o derivados de atenciones médicas en plantas que poseen instalaciones para primeros auxilios.

7.7.2.1. Efluentes líquidos

Algunas de las medidas recomendadas para el control y la reducción de la contaminación consisten en:

- Diseñar e instalar una unidad de flotación/sedimentación para procesar corrientes de agua generadas tanto durante las operaciones rutinarias (incluidos los procedimientos de limpieza) como durante circunstancias excepcionales (vertido accidental de grasas y aceites).
- Las redes cloacales serán tratadas por el ente regulatorio encargado de los efluentes en la zona.
- Se deberá contar con recipientes adecuados y en cantidad suficiente para el almacenamiento seguro de los efluentes líquidos generados.
- Se debe evitar el lavado o enjuague de maquinarias y equipos que puedan producir escurrimientos y/o derrames de contaminantes cerca de los afluentes.

En el caso de los efluentes líquidos generados, exceptuando los aceites lubricantes, el análisis es más complejo debido a que no pueden ser vertidos sin tratamiento previo. Teniendo en cuenta la composición química del efluente en cuestión, se lo caracteriza de manera tal de determinar si puede ser vertido o no.

Para poder ser descartados los efluentes generados deben cumplir con los parámetros establecidos en la legislación vigente del territorio en el que se sitúa la planta. En este proyecto, la planta productora de ácidos grasos se encuentra ubicada en la localidad de

Pontevedra, provincia de Buenos Aires, por lo que se seguirán los límites establecidos por la legislatura bonaerense. La ley que regula los efluentes líquidos es la Ley 12257 (Código de aguas - Régimen de protección; Conservación y manejo del recurso hídrico de la Prov. De Bs.As). En la Resolución 336-03 de la misma, se explicitan las concentraciones máximas permisibles de diversos parámetros dependiendo de dónde serán descartados. En la tabla 7-3 se mencionan las características más relevantes.

Tabla 7-3. Parámetros de calidad de las descargas límites admisibles.

Grupo	Parámetro	Unidad	Límites para descargar a:	
			Colectora Cloacal	Cond. Pluv. o cuerpo de agua superficial
I	Temperatura	°C	≤45	≤45
	pH	upH	7.0-10	6.5-10
	Sulfuros	mg/L	≤2.0	≤1.0
	S.S.E.E.	mg/L	≤100	≤50
	Hidrocarburos Totales	mg/L	≤30	≤30
	Cloro Libre	mg/L	NE	≤0.5
II	D.B.O.	mg/L	≤200	≤50
	D.Q.O.	mg/L	≤700	≤250
	S.A.A.M.	mg/L	≤10	≤2.0
	Sulfatos	mg/L	≤1000	NE

Establecidos los parámetros, se buscará que las corrientes efluentes que se originan a partir de todos los procesos mencionados en la totalidad de este proyecto, cumplan los límites indicados por la legislación. En este sentido, será una prioridad de la empresa la utilización y disposición de tratamientos que permitan y aseguren una disminución de los contaminantes mencionados anteriormente.

7.7.2.2. Efluentes sólidos

Los residuos sólidos generados por la planta de producción de ácidos grasos provienen de la etapa de pretratamiento de la materia prima, donde la misma sufre diversos procesos en los cuales se eliminan los sólidos e impurezas que la misma contiene. Dichos residuos serán

recolectados por una empresa que se encarga de brindar el tratamiento y disposición final de los mismos.

7.7.2.3. Efluentes gaseosos

Algunas de las medidas de prevención y control de emisiones recomendadas consisten en:

- Implementar un proceso de recuperación de disolventes por medio de la destilación y condensación.
- Supervisar y registrar el consumo de disolventes e implementar un programa de mantenimiento para detectar, supervisar y minimizar las emisiones de hexano procedentes de las fugas en tuberías y conductos de ventilación.
- Recoger y tratar las emisiones fugitivas de COV procedentes de tanques de almacenamiento y de unidades de separación y destilación. Para reducir las emisiones de disolventes y olores deberán instalarse filtros de carbón activado y sistemas de neutralización que empleen aceite o agua alcalina. Estudiar la alternativa de incinerar los vapores de disolvente y / o sustancias olorosas.

7.7.3. Control de vertido de aceites de equipos

El aceite utilizado es un residuo de gran riqueza. El mismo contiene importantes recursos materiales y energéticos que hacen que el aceite usado pueda ser valorizado en su totalidad y que pueda ser utilizado como materia prima para fabricar nuevos productos.

El aceite usado necesita de ciertos requisitos previos. Debe ser correctamente extraído y almacenado y, una vez recuperado, es analizado en los centros de almacenamiento temporal o en centros de transferencia donde se determina su destino final para ser tratado a través de los siguientes procesos:

- *Regeneración*: el proceso consiste en eliminar el agua, aditivos, metales pesados y otros sedimentos del residuo para obtener una base lubricante válida para su reformulación en nuevo aceite lubricante, lo que contribuye a un notable ahorro de materias primas en la producción de nuevos aceites.
- *Valorización energética*: tratamiento físico-químico de descontaminación del aceite usado que posibilita su posterior uso como combustible industrial, aprovechando su poder calorífico en centrales térmicas de generación eléctrica, cementeras, papeleras, equipos marinos, etc., evitando con ello la utilización de otros combustibles tradicionales como los combustibles fósiles.

- *Reciclado*: el aceite usado también se puede someter a un reciclado material, siendo válido para producir otros materiales como betún asfáltico que luego se usa para telas impermeabilizantes o en el asfaltado de carreteras, pinturas, tintas, fertilizantes o arcillas expandidas.

Los aceites lubricantes son considerados residuos especiales. Dichos residuos son aquellos que requieren un tratamiento especial por su composición química u otras características. Son sustancias que son inflamables, corrosivas, tóxicas o que pueden producir reacciones químicas, cuando se encuentran en concentraciones que pueden ser peligrosas para la salud o para el ambiente. El impacto negativo de estas sustancias se ve agravado cuando son difíciles de degradar en la naturaleza. Es por esta razón que se busca que los residuos especiales generados sean tratados y desechados como corresponda según la normativa vigente. La Ley 11720 de residuos especiales establece, para los generadores de dichos residuos, la presentación de una Declaración Jurada donde conste la descripción y composición de los residuos generados, su cantidad, procedimiento para extracción de muestras, método de análisis de lixiviado y estándares para su evaluación. Además, establece la adopción de medidas paulatinas tendientes a disminuir la cantidad de residuos especiales generados.

7.7.4. Control de posibles accidentes

En relación a este impacto, más que una solución instantánea a implementar, es necesario llevar adelante medidas constantes. Todo el personal tiene responsabilidades asociadas a sus roles:

- *Dirección de la empresa*: cumplir legislaciones, establecer normas de seguridad, proveer elementos de protección personal e implementar capacitaciones en riesgos.
- *Trabajadores*: cumplir normas de higiene y seguridad de trabajo, asistir a exámenes de salud y capacitaciones, detectar riesgos e informar accidentes.
- *Supervisión*: inculcar hábitos seguros, controlar, detectar riesgos e investigar accidentes.
- *Medicina laboral*: efectuar exámenes de salud y el seguimiento de accidentados.
- *Área de Higiene y seguridad*: controlar cumplimiento de normas, explicar funcionamiento de elementos de protección, elaborar reglamentaciones y textos.

7.7.5. Control del consumo de agua

Para lograr la reducción de este impacto se opta por la reutilización del agua en un circuito cerrado que implica una buena forma de mitigarlo. Esto implica usar el mismo agua repetidamente para los equipos que la requieren, esto ahorra una gran cantidad de agua nueva comparada con la renovación en cada ciclo.

7.7.6. Medidas adicionales

Otras medidas que se pueden tomar a fin de prevenir y corregir los daños que genera la planta se enumeran a continuación:

- Limitar las operaciones de carga/descarga de materiales y en general todas aquellas actividades que puedan dar lugar a la emisión/movilización de polvo o partículas durante los períodos en los que el rango de velocidad del viento (vector dispersante) sea inferior a 10 km/h. Así, en la planificación diaria de estas actividades la dirección de obra debería incorporar como un factor más a tener en cuenta, la previsión meteorológica.
- La maquinaria deberá transitar por los caminos existentes, para minimizar la afección.
- En cuanto a las emisiones de vehículos y maquinaria pesada, éstas pueden ser reducidas mediante un adecuado mantenimiento técnico de las mismas (que asegure una buena combustión en el motor).
- Durante la fase de obras se asignará un responsable medioambiental que se encargue de vigilar y registrar las incidencias surgidas durante el desarrollo de las mismas.
- Al finalizar la obra restituir las infraestructuras a su estado actual, retirando y gestionando correctamente todos los residuos. Se procederá a reponer o restaurar los caminos de acceso que puedan haberse visto afectados; el estado final de los mismos debe ser al menos el que existía previo a la afección por las obras.
- Minimizar al máximo posible el tiempo de funcionamiento de la maquinaria pesada y resto de vehículos y máquinas que supongan un aumento en los niveles acústicos.

7.7.7. Indicadores de medición

Para llevar adelante el plan de gestión propuesto en el presente capítulo es necesario establecer los objetivos ambientales de la organización para las variables de proceso más relevantes. Es por esto que se definen los aspectos ambientales más significativos de la

planta química y se los relaciona con diferentes indicadores de medición. De esta manera es posible verificar que se cumplan los objetivos y que los aspectos ambientales controlados se encuentren dentro de los requisitos.

A continuación, en la tabla 7-4 se detallan los indicadores utilizados para la medición de los aspectos ambientales más importantes y sus valores límite. Se busca limitar los valores de consumo de los servicios requeridos por el proceso productivo teniendo en cuenta un margen de tolerancia del 10%.

Tabla 7-4. Indicadores de medición.

Aspectos ambientales	Indicador	Valor límite
<i>Consumo de agua</i>	kg agua/kg producto	20.27
<i>Consumo de energía eléctrica</i>	kW/kg producto	0.066
<i>Consumo de gas natural</i>	m ³ gas/kg producto	0.242

7.8. Bibliografía

- Norma ISO 14001
- Ley General del Ambiente. Obtenido de:
<https://www.argentina.gob.ar/normativa/nacional/ley-25675-79980/texto>
- IFC, (2007). *Guías generales sobre medio ambiente, salud y seguridad para la producción de oleoquímicos*.
- Carro, R., González Gómez, D. (2009). *Estudio de impacto ambiental y social*.
- *Riesgos medioambientales de los aceites industriales*. Obtenido de:
<http://www.euskalnet.net/depuroilsa/Riesgosmedioambiente.html#I>
- Enshassi A., et al. (2014) *An evaluation of environmental impacts of construction projects*.
- *Estudio de impacto ambiental*, Capítulo 6. Obtenido de:
<http://www.mecontuc.gov.ar/dpv/descargas/EIA/EIA%20RP%20327/CAPITULO%206%20PDF/EIA%20RP%20327-CAP.06-TX.pdf>
- *Material brindado por la cátedra de Seguridad, Higiene y Saneamiento Ambiental*. (2020)
- Obtenido de:
<http://www.ada.gba.gov.ar/sites/default/files/2019-04/Resoluci%C3%B3n%20336-03%20ADA%20parametros%20de%20descarga%20adminisble.pdf>