



UNIVERSIDAD NACIONAL  
*de* MAR DEL PLATA



# **Diseño de Planta**

## **de Producción de Ácidos Grasos**

**Almeida, María Esperanza**  
**Errecalde, Melanie Rocío**  
**García, María Constanza**



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/).



UNIVERSIDAD NACIONAL  
*de* MAR DEL PLATA



# **Diseño de Planta**

## **de Producción de Ácidos Grasos**

**Almeida, María Esperanza**  
**Errecalde, Melanie Rocío**  
**García, María Constanza**

Trabajo Final de Ingeniería Química

# *Diseño de Planta de Producción de Ácidos Grasos*

*Valorización de sebo bovino mediante la  
obtención de ácidos grasos y glicéridos*

Almeida, María Esperanza  
Errecalde, Melanie Rocío  
García, María Constanza

Mar del Plata, Febrero 2022



Castañer-García de la Mata-Marcovich-Soulé

**A**  
***nuestras***  
***familias***  
***y amigos***

# Resumen

Actualmente, el aumento de la problemática ambiental ha impulsado al sector industrial en la búsqueda de implementar recursos renovables en sus operaciones, reducir su contaminación gaseosa, líquida y sólida, e incluso a reutilizar residuos.

Dentro de los subproductos de la industria cárnica se encuentra el sebo bovino. Este suele ser descartado afectando negativamente el entorno y la economía de dicha industria debido a los costos que el tratamiento de este desecho implica. Sin embargo, este residuo puede ser revalorizado mediante una transformación química en la que pueden obtenerse distintos compuestos químicos. Estos pueden destinarse luego a diversas industrias para dar lugar a una multiplicidad de productos.

El presente proyecto se basa en el diseño de una planta de producción de ácidos grasos y una mezcla de glicéridos partiendo de sebo bovino. El proceso productivo seleccionado es el Colgate-Emery, cuyo componente principal es una columna de gran altura que opera de manera continua a contracorriente en la que la reacción ocurre a 260°C y 50 bar. En este caso en particular, luego de un análisis de las reacciones implicadas, se establece plantear una reacción autocatalítica para favorecer la velocidad de reacción. Por otro lado, para la obtención de glicéridos se diseña una serie de tanques agitados en las que tendrá lugar una transesterificación de triglicéridos mediante catálisis homogénea.

La principal competencia a nivel mundial se encuentra en España y China, mientras que a nivel nacional, Materia Hnos, es el único productor de ácidos grasos y Alpha CISA de glicéridos. Por lo que se considera factible proyectar la instalación de la planta en el Parque Industrial Pilar, en cercanías de los proveedores de materia prima y posibles compradores.

Para la vida útil del proyecto se establece un período de veinte años, trabajando a media capacidad productiva y aumentando un 10% cada dos años hasta alcanzar la totalidad de la misma. La producción anual se estima cercana a las 40.000 ton/año considerando 330 días de producción anual y un mes de parada de planta.

Al evaluar la rentabilidad, surge que la inversión inicial es rápidamente recuperada si se compara la vida útil con su tiempo de repago, igual a dos años. Por su parte, la Tasa Interna de Retorno resulta considerablemente mayor a la Tasa de Rentabilidad Mínima Aceptable, lo que indica la conveniencia del proyecto. Además, del análisis de sensibilidad se determina que el proyecto es robusto y resiste la variación de los costos de materia prima (principal costo productivo) y del precio de venta de los productos en un amplio rango sin comprometer la rentabilidad.



# Contenido

## 01

*Sebo Bovino*

*Ácidos Grasos*

*Monoglicéridos y  
Diglicéridos*

*Proceso Productivo*

*Ubicación de  
la Planta*

*Capacidad de  
Producción*

## 02

*Análisis de Reacciones  
Involucradas*

*Hidrólisis  
Glicerólisis*

*Diagrama de Planta*

*Factor de Efectividad*

*Balances de Masa*

## 03

*Reactor de Hidrólisis*

*Diseño del reactor  
Diseño Mecánico  
Diseño Térmico*

*Reactor de Glicerólisis*

*Diseño del reactor  
Diseño Mecánico  
Diseño Térmico*



**04**

*Purificación de  
Ácidos Grasos*

*Destilación  
Fraccionamiento*

*Purificación de  
Glicerol*

*Destilación  
Evaporación*

*Agua Recirculada*

**05**

*Equipos Auxiliares*

*Integración  
Energética*

*Análisis Pinch  
Caldera  
Torre de  
enfriamiento*

**06**

*Estimación de  
la Inversión*

*Estimación de  
Costos*

*Rentabilidad*

*Análisis de  
Sensibilidad*

**07**

*Gestión Integral*

*Gestión de la  
Calidad*

*Gesstión de la  
Seguridad y Salud  
en el Trabajo*

*Gestión Ambiental*

# Capítulo 1 - Análisis Preliminar

---

<b>1.1 Introducción</b>	<b>1</b>
<b>1.2 Materia prima</b>	<b>2</b>
1.2.1 Características principales del sebo bovino	2
1.2.2 Ventajas y desventajas de la reutilización del sebo	3
1.2.3 Precio de la materia prima	4
<b>1.3 Productos</b>	<b>6</b>
1.3.1 Ácidos grasos	6
1.3.1.1 Características principales	6
1.3.1.2 Usos y aplicaciones	8
1.3.1.3 Especificaciones de calidad	9
1.3.1.4 Otros productos que podrán resultar de interés	11
1.3.2 Monoglicéridos y Diglicéridos	12
1.3.2.1 Características principales	12
1.3.2.2 Usos y aplicaciones	14
1.3.2.3 Especificaciones de calidad	14
1.3.3 Precios de productos terminados	15
<b>1.4 Intermediarios y subproductos</b>	<b>16</b>
1.4.1 Glicerol	16
1.4.2 Expeller	17
1.4.2.1 Características principales	17
1.4.2.2 Usos y aplicaciones	18
1.4.2.3 Especificaciones de calidad	18
1.4.2.4 Precio de expeller	18
<b>1.5 Proceso productivo</b>	<b>19</b>
1.5.1 Recuperación de sebo vacuno	19
1.5.1.1 Trituración	20
1.5.1.2 Cocción	20
1.5.1.3 Separación de sólidos	20
1.5.1.4 Almacenamiento	21
1.5.1.5 Rendimiento del proceso y diagrama de equipos	21

1.5.2 Refinamiento del sebo vacuno	23
1.5.2.1 Desgomado	23
1.5.2.2 Decoloración	24
1.5.3 Hidrólisis de triglicéridos	24
1.5.3.1 Proceso Colgate – Emery	25
1.5.4 Separación de ácidos grasos	27
1.5.4.1 Destilación flash	27
1.5.4.2 Eliminación de glicéridos	27
1.5.4.3 Cristalización	27
1.5.4.4 Filtración	28
1.5.4.5 Esquema del proceso y consideraciones	28
1.5.5 Purificación de glicerina	29
1.5.6 Obtención de monoglicéridos y diglicéridos	29
1.5.6.1 Reacción	30
1.5.6.2 Neutralización	30
1.5.6.3 Decantación	30
1.5.7 Rendimiento de etapas y conversión de reacciones	31
<b>1.6 Industria y mercado</b>	<b>32</b>
1.6.1 Productores y distribuidores de ácidos grasos y glicéridos	32
1.6.2 Volumen de producción a nivel nacional y demanda global	33
<b>1.6.3 Capacidad de producción nominal</b>	<b>36</b>
1.6.4 Ubicación de la planta	36
<b>1.7 Marco legal y normativas</b>	<b>39</b>
<b>1.8 Justificación preliminar del proyecto</b>	<b>39</b>
<b>1.9 Referencias</b>	<b>40</b>
<b>1.10 Bibliografía</b>	<b>44</b>
<b>Anexo I</b>	<b>46</b>

# Capítulo 2 - Análisis de Reacciones y Balances de Masa

---

<b>2.1 Introducción</b>	<b>48</b>
<b>2.2 Análisis de las reacciones involucradas</b>	<b>49</b>
2.2.1 Hidrólisis de triglicéridos	49
2.2.1.1 Sistema de reacción	50
2.2.1.2 Propiedades físicas del agua	51
2.2.1.3 Cinética de reacción	53
2.2.1.4 Termodinámica de reacción	55
2.2.1.5 Resumen de factores principales	56
2.2.2 Glicerólisis de triglicéridos	57
2.2.2.1 Sistema de reacción	58
2.2.2.2 Propiedades fisicoquímicas del glicerol	58
2.2.2.3 Cinética de reacción	59
2.2.2.4 Termodinámica de reacción	61
2.2.2.5 Resumen de factores principales	61
<b>2.3 Diagrama de bloques de la planta</b>	<b>62</b>
2.3.1 Sistema de rendering	64
2.3.2 Subplanta de Desgomado	64
2.3.3 Subplanta de Decoloración	64
2.3.4 Subplanta de Hidrólisis	65
2.3.5 Subplanta de Glicerólisis	65
<b>2.4 Factor de efectividad global del proceso</b>	<b>65</b>
<b>2.5 Balances de masa</b>	<b>68</b>
2.5.1 Rendering	68
2.5.2 Desgomado	69
2.5.3 Decoloración	70
2.5.4 División de corrientes	72
2.5.5 Hidrólisis	72
2.5.6 Concentrado de glicerol	73

2.5.7 Eliminación de humedad de ácidos grasos	74
2.5.8 Eliminación de glicéridos	74
2.5.9 Cristalización y prensado	75
2.5.10 Glicerólisis	76
2.5.11 Neutralización del catalizador	77
2.5.12 Decantación de glicerol	78
2.5.13 Eliminación de sales	79
<b>2.6 Balance global de la planta</b>	<b>80</b>
<b>2.7 Referencias</b>	<b>82</b>
<b>2.8 Bibliografía</b>	<b>83</b>

# Capítulo 3 - Diseño del Sistema de Reactores

---

<b>3.1 Introducción</b>	<b>85</b>
<b>3.2 Reactor de Hidrólisis</b>	<b>85</b>
3.2.1 Diseño del reactor	85
3.2.1.1 Consideraciones respecto al modelo planteado	86
3.2.1.2 Modelo cinético	87
3.2.1.3 Estimación de propiedades	90
3.2.1.4 Condiciones de operación y corrientes de entrada al reactor	93
3.2.1.5 Balances de masa en el reactor tubular	94
3.2.1.6 Resultados obtenidos a partir del esquema propuesto	96
3.2.2 Diseño mecánico	96
3.2.3 Diseño térmico	99
3.2.3.1 Acondicionamiento de las corrientes de reactivos	99
3.2.3.2 Aislación del reactor	100
3.2.3.3 Vapor vivo que ingresa a la columna	104
<b>3.3 Reactor de Glicerólisis</b>	<b>107</b>
3.3.1 Diseño del reactor	107
3.3.1.1 Determinación de parámetros cinéticos	107
3.3.1.2 Condiciones de operación	110
3.3.1.3 Balances de masa en el reactor tanque agitado continuo	111
3.3.1.4 Comparación TAC - TAS	113
3.3.1.5 Resultados obtenidos a partir del esquema propuesto	114
3.3.2 Diseño mecánico	116
3.3.2.1 Dimensionamiento del sistema de reactores	117
3.3.2.2 Material del sistema de reactores	118
3.3.2.3 Sistema de agitación	118
3.3.3 Diseño térmico	123
3.3.3.1 Acondicionamiento de corrientes de reactivos	124
3.3.3.2 Métodos de transferencia de calor en tanques agitados	124

3.3.3.3 Balance de energía en la serie de reactores	125
3.3.3.4 Aislación de la serie de reactores	127
<b>3.4 Referencias</b>	<b>131</b>
<b>3.5 Bibliografía</b>	<b>133</b>
<b>Anexo II</b>	<b>135</b>

# Capítulo 4 - Diseño del Sistema de Purificación

---

<b>4.1 Introducción</b>	<b>138</b>
<b>4.2 Purificación de Ácidos Grasos</b>	<b>139</b>
4.2.1 Composición corriente de ácidos grasos brutos	139
4.2.2 Deshidratación y desaireación	140
4.2.3 Destilación	144
4.2.3.1 Selección del relleno	146
4.2.3.2 Método Aproximado	147
4.2.3.3 Método Riguroso	148
4.2.4 Sistema de vacío	151
4.2.5 Fraccionamiento	153
4.2.5.1 Cristalización	154
4.2.5.1.1 Aspectos importantes de la cristalización	154
4.2.5.1.2 Características operativas de la cristalización y balances involucrados	155
4.2.5.1.3 Tipo de cristalizador y potencia de agitación	159
4.2.5.2 Filtración	160
4.2.5.2.1 Selección del medio filtrante	166
4.2.5.2.2 Dimensiones del equipo y condiciones de operación	169
4.2.5.2.3 Selección de bomba de alimentación	174
<b>4.3 Purificación de glicerol</b>	<b>176</b>
4.3.1 Destilación flash	177
4.3.2 Evaporación	178
<b>4.4 Agua recirculada</b>	<b>183</b>
<b>4.5 Referencias</b>	<b>184</b>
<b>4.6 Bibliografía</b>	<b>186</b>

# Capítulo 5 - Equipos Auxiliares e Integración Energética

---

<b>5.1 Introducción</b>	<b>188</b>
<b>5.2 Equipos auxiliares</b>	<b>188</b>
5.2.1 Transporte de sólidos	188
5.2.1.1 Generalidades del equipo	188
5.2.1.2 Selección del paso y tipo de espiral	189
5.2.1.3 Selección de la configuración del equipo	191
5.2.1.4 Flujo de material transportado	192
5.2.1.5 Grupo motriz	196
5.2.2 Trituración de materia prima	196
5.2.3 Cocción de mucanga triturada	197
5.2.4 Tambor rotativo percolador de sebo	199
5.2.5 Prensa de extracción de sebo	200
5.2.6 Bomba de alimentación de sebo para su almacenamiento	201
5.2.7 Trituradora de sólido prensado	201
5.2.8 Silos para almacenamiento de expeller	202
5.2.9 Bomba de alimentación de sebo al reactor de hidrólisis	203
5.2.10 Bomba de alimentación de sebo al reactor de glicerólisis	204
5.2.11 Bomba de alimentación de agua a torre Colgate Emery	207
5.2.12 Diseño del sistema de vacío	208
5.2.12.1 Caudales de fluidos involucrados	209
5.2.12.1.1 Fluido de succión	209
5.2.12.1.2 Configuración del sistema de vacío	210
5.2.12.1.3 Fluido motriz	211
5.2.12.1.4 Fluido de refrigeración	212
5.2.12.2 Tipo de condensación	213
5.2.12.3 Materiales de construcción	213

5.2.13 Válvulas principales	214
5.2.14 Condensador y rehervidor de la columna de destilación	217
5.2.14.1 Selección y diseño del condensador	217
5.2.14.2 Selección y diseño del rehervidor	220
<b>5.3 Integración energética</b>	<b>225</b>
5.3.1 Análisis Pinch	225
5.3.1.1 Identificación de corrientes frías y calientes	225
5.3.1.2 Curvas compuestas	226
5.3.1.3 Propuesta de integración energética	229
5.3.2 Diseño de caldera y torre de enfriamiento	233
5.3.2.1 Selección y diseño de la caldera	233
5.3.2.2 Selección y diseño de la torre de enfriamiento	236
5.3.2.2.1 Selección del tipo de torre	236
5.3.2.2.2 Selección de relleno	238
5.3.2.2.3 Diseño de la torre de enfriamiento	239
<b>5.4 Referencias</b>	<b>244</b>
<b>5.5 Bibliografía</b>	<b>245</b>

# Capítulo 6 - Análisis Económico

---

<b>6.1 Introducción</b>	<b>247</b>
<b>6.2 Estimación del costo de inversión (CapEx)</b>	<b>247</b>
6.2.1 Terreno	248
6.2.1.1 Superficie total de la planta	248
6.2.1.2 Costo de un lote en el parque industrial	251
6.2.2 Equipamiento	251
6.2.2.1 Trituradora de mucanga	251
6.2.2.2 Intercambiadores de calor	251
6.2.2.3 Reactor de hidrólisis	252
6.2.2.4 Destiladores flash	252
6.2.2.5 Columna de destilación	252
6.2.2.6 Sistema de vacío	252
6.2.2.7 Cristalizador	253
6.2.2.8 Filtro prensa	253
6.2.2.9 Evaporador de simple efecto	253
6.2.2.10 Reactor de glicerólisis	253
6.2.2.11 Sistema de agitación	253
6.2.2.12 Bombas	253
6.2.2.13 Caldera	254
6.2.2.14 Torre de enfriamiento	254
6.2.2.15 Resumen equipos	255
6.2.3 Estimación de la Inversión Fija	257
6.2.4 Capital de trabajo e inversión total	260
<b>6.3 Estimación del costo de operación (OpEx)</b>	<b>260</b>
6.3.1 Costos fijos	260
6.3.1.1 Depreciación	260
6.3.1.2 Impuestos y seguros	261
6.3.1.3 Financiación	261
6.3.1.4 Ventas y distribución	261
6.3.1.5 Administración y dirección	262

6.3.1.6 Investigación y desarrollo	262
6.3.2 Costos variables	263
6.3.2.1 Materias primas	263
6.3.2.2 Envases	263
6.3.2.3 Mano de obra y supervisión	264
6.3.2.4 Servicios	265
6.3.2.4.1 Energía eléctrica	265
6.3.2.4.2 Agua	266
6.3.2.4.3 Gas	267
6.3.2.5 Mantenimiento	268
6.3.2.6 Suministros	268
6.3.2.7 Laboratorio	269
6.3.2.8 Regalías y patentes	269
6.3.3 Costos de operación totales	269
<b>6.4 Rentabilidad</b>	<b>271</b>
6.4.1 Ingreso por ventas	272
6.4.2 Cuadro de fuentes y uso de fondos	272
6.4.3 Tasa de retorno sobre la inversión original	275
6.4.4 Valor presente	275
6.4.5 Tasa interna de retorno	276
6.4.6 Tiempo de repago	276
6.4.7 Análisis de rentabilidad	277
<b>6.5 Punto de equilibrio</b>	<b>277</b>
<b>6.6 Análisis de sensibilidad</b>	<b>278</b>
<b>6.5 Cronograma</b>	<b>280</b>
<b>6.6 Conclusiones</b>	<b>281</b>
<b>6.7 Referencias</b>	<b>282</b>

# Capítulo 7 - Gestión Integral

---

<b>7.1 Introducción</b>	<b>284</b>
<b>7.2 Sistema de gestión</b>	<b>285</b>
7.2.1 Estructura de la documentación	285
7.2.2 Ciclo de Mejora Continua	286
7.2.3 Políticas de la Empresa	287
7.2.4 Estructura Organizacional	288
7.2.5 Capacitación y toma de conciencia	290
<b>7.3 Gestión de la Calidad</b>	<b>291</b>
7.3.1 Marco legal	292
7.3.2 Principios de gestión de la calidad	293
7.3.3 Enfoque basado en procesos	293
7.3.3.1 Ciclo de mejora continua en gestión de calidad	294
7.3.3.2 Pensamiento basado en riesgos	294
7.3.4 Campo de aplicación en este proyecto	295
7.3.4.1 Planificación de la Calidad	296
7.3.4.1.1 Propósitos del Plan de Calidad	298
7.3.4.1.2 Contenidos del Plan de Calidad	298
7.3.4.2 Control de calidad	299
7.3.4.2.1. Control de calidad en el proceso de diseño y desarrollo	302
7.3.4.2.2. Control en el diseño y desarrollo	303
7.3.4.2.3. Control de Calidad en la fase de compras	304
7.3.4.2.4. Control de Calidad en la fase de ejecución y puesta en marcha	305
7.3.4.3 Aseguramiento de la Calidad	307
7.3.4.3.1 Auditorías internas y externas	307
7.3.4.3.2 Aseguramiento de calidad a través de la selección y evaluación de proveedores.	310
7.3.4.3.3 Selección de proveedores	310
7.3.4.3.4 Evaluación de proveedores	310
7.3.4.3.5 Metodología para compras o contrataciones	311

7.3.4.4 Gestión de la Documentación	312
7.3.4.4.1 Importancia de la gestión documental de la calidad en un proyecto	312
7.3.5.4.2. Estructura de la documentación del Sistema de Gestión de la Calidad	312
7.3.5 Planning de Calidad en el Proyecto	313
7.3.5.1 Estructura de descomposición del trabajo (WBS)	313
7.3.5.2. Planificación específica de calidad	314
<b>7.4 Gestión de Seguridad y Salud en el Trabajo</b>	<b>315</b>
7.4.1 Objetivos de la gestión de SST	315
7.4.2 Planificación	316
7.4.2.1 Programa de prevención	316
7.4.2.2 Identificación de peligros, evaluación de riesgos y determinación de controles	318
7.4.2.3 Requisitos legales	325
7.4.3 Implementación	327
7.4.3.1 Recursos, funciones, responsabilidad y autoridad	327
7.4.3.2 Capacitación y toma de conciencia	328
7.4.3.3 Comunicación, participación y consulta	328
7.4.3.4 Documentación	329
7.4.3.5 Respuesta ante emergencias	329
7.4.4 Verificación	331
7.4.4.1 Medición y seguimiento del desempeño	331
7.4.4.2 Evaluación del cumplimiento legal	332
7.4.4.3 Investigación de incidentes	333
7.4.4.4 Auditorías internas	333
7.4.5 Revisión de la Dirección	333
<b>7.5 Gestión Ambiental</b>	<b>334</b>
7.5.1 Objetivos de la gestión ambiental	334
7.5.2 Planificación	335
7.5.2.1 Identificación y evaluación de aspectos ambientales, y determinación de controles	335
7.5.2.2 Requisitos legales	340
7.5.3 Implementación	341
7.5.3.1 Recursos, funciones, responsabilidad y autoridad	341

7.5.3.2 Capacitación y toma de conciencia	342
7.5.3.3 Comunicación, participación y consulta	342
7.5.3.4 Documentación	343
7.5.3.5 Respuesta ante emergencias	344
7.5.4 Verificación	344
7.5.4.1 Medición y seguimiento del desempeño	344
7.5.4.2 Evaluación del cumplimiento legal	346
7.5.4.3 Auditorías internas	346
7.5.5 Revisión de la Dirección	346
<b>7.6 Propuestas para la mejora del Sistema de Gestión Integrada</b>	<b>346</b>
<b>7.7 Conclusión</b>	<b>347</b>
<b>7.8 Referencias</b>	<b>348</b>
<b>7.9 Bibliografía</b>	<b>348</b>
<b>Anexo III</b>	<b>350</b>

## Justificación del Proyecto

---

<b>Justificación del Proyecto</b>	<b>353</b>
-----------------------------------	------------

A photograph of a white calf with brown spots on its face and legs, standing in a field of tall, dry grass. The calf is looking directly at the camera. A large, semi-transparent white '01' is overlaid on the left side of the image. The background is a blurred landscape with a fence and a cloudy sky. The overall composition is framed by a large, dark, semi-transparent 'V' shape that points downwards.

01

*Análisis  
Preliminar*

# 1 | Análisis Preliminar

## 1.1 Introducción

La creciente problemática mundial de contaminación del medio ambiente se traduce en un importante aumento de la implementación de recursos renovables en la industria. A su vez, se busca la reducción de residuos industriales, analizando alternativas para reutilizar aquellos que puedan ser destinados a otras industrias y permitan así generar ganancias, o bien tratándolos apropiadamente antes de desecharlos de manera que generen el menor impacto ambiental posible, impulsados tanto por la sociedad como por las leyes vigentes.

El sebo vacuno es un subproducto de la industria cárnica que es a menudo desechado y por lo tanto considerado un problema debido a los costos que implica el tratamiento de este tipo de residuo. Sin embargo, la transformación química de esta materia grasa puede dar lugar a productos químicos de valor económico. Esto se debe principalmente al alto contenido de ácidos grasos que forman su estructura, que luego de un proceso de fraccionamiento constituyen la base de partida de industrias tales como cosmética, textil, agrícola, química, entre otras. También pueden obtenerse mezclas de mono y diglicéridos a partir de los triglicéridos que componen la grasa. Estas mezclas presentan propiedades emulsificantes que le otorgan gran importancia en industrias como la alimenticia, de polímeros y farmacéutica. De esta forma, aquellas empresas que utilicen dicho subproducto como materia prima, no sólo favorecen al medio ambiente, sino que permiten la creación de nuevos productos con diversos fines partiendo de un componente que de no utilizarse sería considerado como un residuo.

El presente proyecto se basa en el diseño de una planta de producción de ácidos grasos y una mezcla de glicéridos partiendo de sebo bovino. Las reacciones implicadas y la tecnología utilizada en el proceso de obtención de los productos mencionados, así como las características y el comportamiento de los componentes químicos involucrados durante dicho proceso pueden deducirse teniendo en cuenta las propiedades de las materias primas, los productos intermedios y finales.

El método de obtención de ácidos grasos es un proceso continuo que se lleva a cabo en una torre que opera a contracorriente, en ausencia de catalizador e involucra la hidrólisis de triglicéridos. Por su parte, una transesterificación de triglicéridos mediante catálisis homogénea es el proceso que da lugar a la mezcla de diglicéridos y monoglicéridos.

Mundialmente la producción de ácidos grasos es baja concentrándose principalmente en España, por su parte las mezclas de glicéridos se obtienen en empresas ubicadas en China. A nivel nacional, sólo se destaca Materia Hnos. como competidor directo, siendo el resto empresas importadoras de los ácidos grasos, y Alpha CISA como productora de los glicéridos. Debido a esto se decide proyectar la ubicación de la planta en cercanías de los proveedores de la materia prima, el sebo vacuno.

## 1.2 Materia prima

El eslabón principal de todo proceso productivo es la materia prima, por lo que analizar sus propiedades permite un mejor entendimiento de sus virtudes y limitaciones. Si, además, la misma proviene de la revalorización de un desecho, surgen diversas inquietudes en relación a sus ventajas y desventajas. A continuación se desarrollan estos conceptos con respecto al sebo bovino, así como también el contexto mundial y nacional de su disponibilidad en el mercado y su precio.

### 1.2.1 Características principales del sebo bovino

El sebo bovino es un subproducto de la industria de carne vacuna. Esta materia grasa corresponde aproximadamente al 12% de un bovino sacrificado (1), encontrándose principalmente en el tejido subcutáneo, en la cavidad abdominal, en el hígado, en el tejido conjuntivo intermuscular y en los huesos.

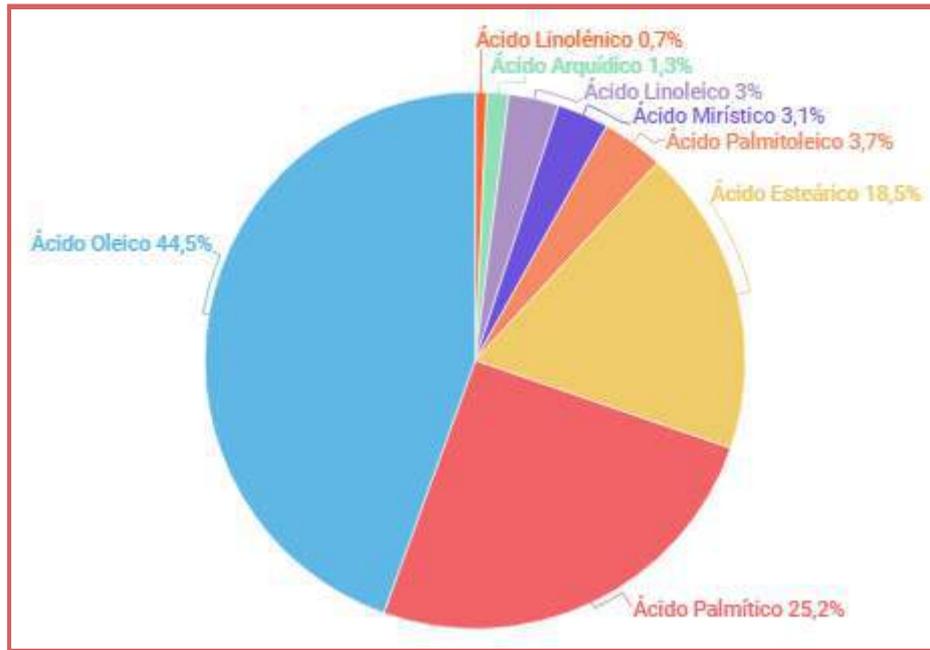
El sebo es un sólido amarillo pálido a temperatura ambiente, que tiene un punto de fusión de aproximadamente 43°C y contiene menor cantidad de humedad e impurezas con respecto a otras grasas. Además, presenta baja solubilidad en agua, siendo soluble en solventes orgánicos. Sus propiedades fisicoquímicas se encuentran detalladas en la Tabla 1.1, y la descripción de cada índice puede verse en el Anexo I.

Tabla 1.1 - Propiedades fisicoquímicas del sebo bovino. (2)(3)

Propiedad	Valor
Densidad (kg/L a 20 °C)	0,91
Temperatura de Fusión (°C)	43
Ácidos grasos libres (% oleico)	0,31
Índice de Acidez (mg KOH/g muestra)	0,62
Índice de Saponificación (mg KOH/g muestra)	193
Índice de Iodo (g I <sub>2</sub> /100 g muestra)	35
Impurezas insolubles o MI (%)	0,12

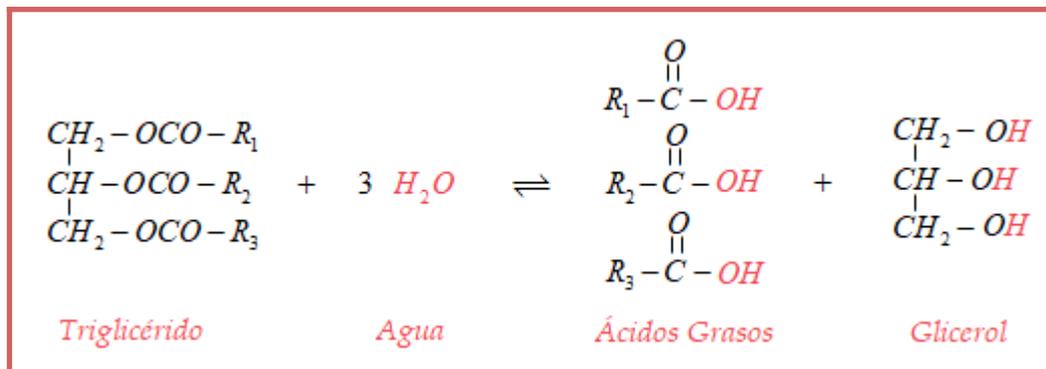
Las empresas dedicadas a la producción de carne presentan como desperdicio del proceso de faenado, grasa, vísceras y huesos, denominado coloquialmente como mucanga. El sebo se extrae de este descarte mediante el aporte de calor en seco (dry rendering), o bien en presencia de agua (wet rendering), seguido de una separación utilizando prensas o centrifugas. De esta forma, se obtiene un sebo refinado libre de impurezas y, el material sólido proveniente de los huesos, una vez seco puede ser utilizado como harina proteica para alimento de otros animales.

Las grasas de origen animal están compuestas principalmente por triglicéridos y, en menor proporción, por mono y diglicéridos, ácidos grasos libres, fosfolípidos, glicolípidos, ceras e insaponificables. Los triglicéridos, también llamados triacilgliceroles, están formados por tres ácidos grasos, unidos por enlace éster a una molécula de glicerol. En el sebo proveniente de ganado vacuno argentino que se plantea como materia prima del presente proyecto, los ácidos grasos principales en su composición son el oleico, esteárico y palmítico, encontrando otros en menor proporción, tal como evidencia la Figura 1.1 (4).



**Figura 1.1** - Porcentajes de ácidos grasos en el sebo vacuno.

La importancia de la utilización de sebo vacuno reside en su alto contenido de ácidos grasos, los cuales constituyen el punto de partida en diversas industrias. Para poder obtener ácidos grasos, el sebo refinado debe someterse a un proceso de hidrólisis, el cual da lugar no sólo a los ácidos ya mencionados sino también a una gran cantidad de glicerol como subproducto, esto se puede ver en la Figura 1.2. Si se realiza una reacción secundaria entre triglicéridos del sebo refinado y el glicerol obtenido, se logran mezclas de mono y diglicéridos que tienen, al igual que los ácidos grasos, una variada aplicación industrial.



**Figura 1.2** - Reacción de hidrólisis de triglicéridos para obtener ácidos grasos y glicerol.

## 1.2.2 Ventajas y desventajas de la reutilización del sebo

La crisis medioambiental que se vive actualmente a nivel mundial requiere que las industrias generen la menor cantidad de residuos posibles, en especial si estos contaminan de manera agresiva los recursos naturales tales como el agua o la tierra. Por esta razón, la utilización del descarte proveniente del faenado de las industrias cárnicas como materia prima no sólo le otorga un valor agregado a este residuo, generando nuevos puestos de trabajo, sino que además reduce la producción de desechos contribuyendo de esta manera al cuidado del medio ambiente.

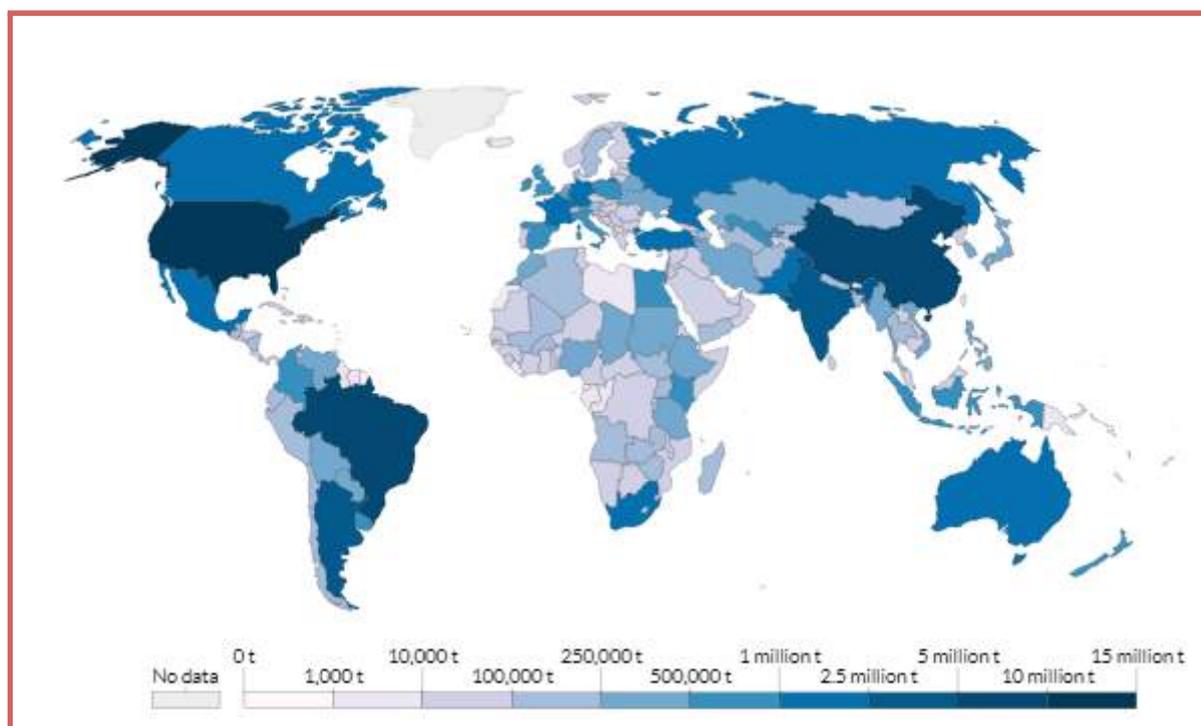
A diferencia de aquellas empresas que utilizan aceites vegetales vírgenes como materia prima para la obtención de ácidos grasos, el uso de sebo vacuno no implica el empleo de un alimento como punto de partida ni obstaculiza grandes extensiones de tierra en las que podrían cosecharse productos alimenticios. Además, las grasas bovinas resultan más económicas frente a los aceites nuevos. De esta forma, se reduce la dependencia hacia otras materias primas convencionales.

Sin embargo, utilizar el sebo vacuno como materia prima genera una dependencia con respecto a la industria ganadera la cual es una de las principales emisoras de gases de efecto invernadero, principalmente metano, óxido nitroso y dióxido de carbono, tanto por emisión directa, como indirectas derivadas de un modelo de agricultura que utiliza plaguicidas y fertilizantes en los suelos de los que estos animales se alimentan.

En los últimos años, el movimiento en contra del maltrato animal dio lugar a un marcado crecimiento de un tipo de alimentación que se basa en una dieta libre de todo tipo de derivados animales, conocido como veganismo. Este grupo social en aumento impone una visión negativa sobre aquellos productos y subproductos que impliquen la faena de animales, incluyendo las empresas que los empleen como materia prima, en este caso el sebo vacuno.

### 1.2.3 Precio de la materia prima

En 2018, la producción mundial de carne vacuna se estimó alrededor de 71,61 millones de toneladas (5), de los cuales Estados Unidos fue el principal productor, seguido por Brasil, China, Argentina, Australia e India, como puede verse en la Figura 1.3. Este valor ha crecido exponencialmente, aumentando a más de la mitad en las últimas décadas.

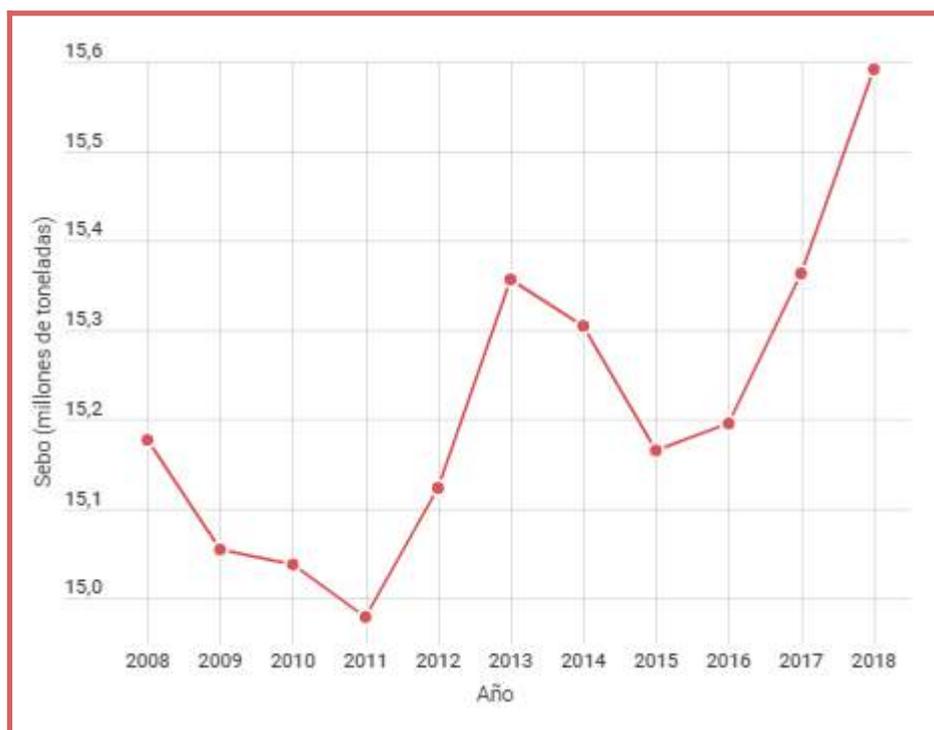


**Figura 1.3** - Producción mundial de carne vacuna en 2018. (5)

Sin embargo, el consumo de carne per cápita se ha estancado en los últimos diez años de acuerdo a la Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económicos. A futuro, los mercados de carne de vacuno o

bovina se verán limitados en un principio por el número decreciente del rebaño en las principales regiones exportadoras, en particular en los países desarrollados. Los países en desarrollo continuarán fortaleciendo su papel en el dictado de los cambios en la producción, el comercio y el consumo de carne mundiales.

Como resultado de este incremento, las empresas productoras de carnes tendrán a su vez un aumento de la cantidad de subproductos, entre ellos el sebo bovino como lo evidencia la Figura 1.4. En 2018, teniendo en cuenta que la cantidad mundial de bovinos sacrificados fue de 302,15 millones (5), considerando el peso promedio de una vaca de 430 kg (6) y que el 12% corresponde al sebo, se puede estimar un valor mundial de sebo cercano a 15,6 millones de toneladas.



**Figura 1.4** - Producción mundial de sebo bovino en la última década.

En Argentina, de acuerdo a lo analizado por el Ministerio de Agricultura, Ganadería y Pesca, en 2019 se faenaron 13.955.017 cabezas de ganado vacuno (7), lo cual representa aproximadamente 720 mil toneladas de sebo bovino anuales. En el mes de Febrero de 2020, por lo estipulado por la Cámara de la Industria y Comercio de Carnes y Derivados de la República Argentina (CICCRA), se destinaron a la faena 1.022.000 cabezas de ganado (8), que equivalen a un valor de 53 mil toneladas de sebo vacuno mensual.

Para la producción de ácidos grasos puede utilizarse sebo bovino proveniente de plantas faenadoras y productoras de carne, el cual debe procesarse mediante un dry rendering para separarlo de sólidos como huesos y otras impurezas, que se utilizan para la producción de expellers. Por otro lado, puede provenir de refinерías con distintas calidades. Estos distintos tipos de sebo junto a sus precios se pueden observar en la Tabla 1.2.

**Tabla 1.2** - Precios nacionales en dólares americanos de toneladas de sebo. (9)

Precio por tonelada (USD)	Tipos de Sebo			
	Sin refinar (10)	Refinado		
		1% de acidez común	3% de acidez común	3% de acidez colorímetro
24	455 - 467	359	455 - 467	

En este proyecto se plantea llevar a cabo un proceso de refinación de la materia grasa recibida de plantas faenadoras. Por este motivo, se proyecta adquirir esta materia prima sin refinar de 24 dólares americanos la tonelada. Esto daría lugar a la reducción de desechos de dichas empresas, y garantizaría una recepción de las cantidades necesarias que no se lograría si se dependiera de empresas refinadoras. Si bien adquirir el sebo refinado constituye una inversión inicial menor dado que no implicaría la compra de equipos y su instalación para la planta de rendering, su empleo no sería conveniente teniendo en cuenta los valores, detallados en la Tabla 1.2, significativamente mayores comparados con el del sebo sin refinar.

## 1.3 Productos

Todo proceso operativo se desarrolla con el objetivo de obtener productos con determinadas propiedades, de acuerdo a la demanda de los potenciales clientes o bien de las limitaciones operativas. El análisis de su composición y comportamiento químico así como de sus aplicaciones, permite brindar productos de alta calidad buscando satisfacer las necesidades del comprador. Por otro lado, conocer los valores actuales y la situación del mercado establece un punto de partida para poder introducir un producto competitivo. En este caso en particular, los ácidos grasos, los monoglicéridos y diglicéridos constituyen los resultados del proceso productivo y se evalúan a continuación.

### 1.3.1 Ácidos grasos

#### 1.3.1.1 Características principales

Los ácidos grasos son compuestos alifáticos monobásicos que constan de un solo grupo carboxilo situado en el extremo de una cadena carbonada lineal que puede tener entre 12 y 21 átomos de carbono como se aprecia en la Figura 1.5. En los sistemas biológicos, estas cadenas contienen un número par de átomos de carbono debido a que se producen por condensación de unidades de acetato, de esta forma los ácidos grasos con 16 y 18 carbonos son los que se encuentran en mayor proporción.

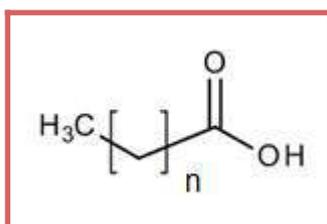


Figura 1.5 - Estructura química de ácidos grasos.

Estos ácidos pueden ser insaturados o saturados, en el caso de que posean o no enlaces dobles. De esta forma difieren entre sí, de acuerdo al número de carbonos presentes en sus cadenas y en la posición y cantidad de enlaces etilénicos o dobles en la misma. Si bien su nomenclatura sigue las reglas de la química, a la mayoría de ellos se les ha atribuido un nombre trivial por el cual son mayormente conocidos tal es el caso del ácido palmítico y el ácido esteárico. Además, se utiliza una forma simplificada la cual especifica la longitud de la cadena y el número de dobles enlaces separados por dos puntos; el ácido palmítico, que tiene 16 átomos de carbono y es saturado, se abrevia C16:0 y el ácido oleico de 18 carbonos con un doble enlace es C18:1.

Los ácidos grasos no suelen encontrarse libres, forman parte de la estructura de los glicéridos y pueden ser separados de estos mediante hidrólisis. Los aceites y grasas naturales son, en su mayoría, triglicéridos conformados por ácidos grasos saturados, monoinsaturados o poliinsaturados. Mientras más cortas y más insaturadas sean las cadenas hidrocarbonadas de los ácidos grasos, más líquidas serán las grasas que los contienen.

La estructura de los ácidos grasos tiene una gran influencia en sus propiedades físicas, por ejemplo el punto de fusión de los ácidos saturados presenta un progresivo aumento con la longitud de la cadena carbonada, de esta forma los ácidos de cadenas de C16 y C18 presentan los puntos de fusión más elevados. Para los ácidos grasos insaturados este valor es mucho menor debido a su doble enlace. En cuanto al punto de ebullición, a una temperatura dada, la presión de vapor de los ácidos grasos disminuye gradualmente al aumentar la longitud de la cadena. La diferencia de este punto entre dos miembros consecutivos de la serie, es suficiente para permitir la separación de mezclas por medio de destilación fraccionada, lo cual permite su aplicación en industrias tales como cosmética, textil, agrícola, química, entre otras. El índice de acidez (definido en el [Anexo I](#)), disminuye al aumentar la cadena carbonada, pero presenta un aumento al contener en su estructura enlaces dobles. Las características de los principales ácidos grasos pueden observarse en la Tabla 1.3.

**Tabla 1.3** - Propiedades fisicoquímicas de los principales ácidos grasos. (11)

Símbolo	Nombre trivial	Nombre sistemático	Peso Molecular (g/mol)	Temperatura de Fusión (°C)	Temperatura de ebullición/Presión (°C/mmHg)	Índice de Acidez
C12:0	Ácido Láurico	Ácido n-Dodecanoico	200,32	43,5	225/100	280
C14:0	Ácido Mirístico	Ácido n-Tetradecanoico	228,38	54,4	250,5/100	245
C16:0	Ácido Palmítico	Ácido n-Hexadecanoico	256,43	62,9	268,5/100	218
C16:1	Ácido Palmitoleico	Ácido cis-9-Hexadecanoico	254,42	0,5	220/15	221
C18:0	Ácido Esteárico	Ácido n-Octadecanoico	284,49	69,6	298/100	197
C18:1	Ácido Oleico	Ácido cis-9-Octadecenoico	282,47	13	286/100	199
C18:2	Ácido Linoleico	Ácido cis-,cis-9-12-Octadecadienoico	280,44	-5,2	230/16	200
C18:3	Ácido Linolénico	Ácido cis-,cis-,cis-9,12,15-Octadecatrienoico	278,42	-11	232/17	202

### 1.3.1.2 Usos y aplicaciones

En primera instancia a partir de los datos anteriores en los cuales se pudo identificar que los principales ácidos grasos que se obtienen a partir de sebo vacuno son el ácido esteárico, el ácido oleico y el ácido palmítico, se desarrollan las características y las distintas aplicaciones de los mismos. Con el fin de poder realizar con posterioridad una evaluación con respecto a lo que es más conveniente producir, desde el punto de vista económico y práctico, en la obtención de los mismos.

En la Tabla 1.4 se presentan los principales usos y aplicaciones para los ácidos grasos que se encuentran en mayor proporción en el sebo vacuno.

**Tabla 1.4** - Principales usos y aplicaciones de los ácidos grasos.

Ácido esteárico	
Industria	Usos y aplicaciones
Plásticos	Actúa como lubricante sólido, manteniéndose estable a altas temperaturas. Mejora la homogeneidad del producto, reduce el consumo energético y promueve el ahorro de materia prima.
Caucho / Neumáticos	Se emplea para controlar la flexibilidad del producto final. Acelera la vulcanización, proceso en el que el caucho crudo es calentado en presencia de azufre, haciéndolo más duro y resistente al frío.
Ceras	Para tratamiento superficial de piezas y materiales con el fin de evitar su oxidación, apelmazamiento, adherencias o que absorban humedad. La parte "grasa" del ácido esteárico repele el agua y genera una capa aislante sobre el producto.
Metalurgia de polvos	Se emplea en el proceso de sinterizado como lubricante y se mezcla junto al polvo metálico. Sirven para mejorar las características de flujo y compresibilidad, ayudar al control de temperatura y vehicular otros componentes de forma homogénea.
Detergentes y jabones	Se utiliza para controlar la acidez en jabones muy alcalinos y actúa de emulgente proporcionando dureza a la mezcla. Tiene aplicación también en suavizantes y como antiespumante, debido a que sus sales, principalmente de sodio y potasio, tienen propiedades tenso activas.
Cosmética	Se emplea como estabilizador de emulsiones y como espesante. Aporta a los cosméticos un toque suave y refrescante sobre la piel.
Velas	Se emplea para fijar el perfume de la vela por más tiempo, evitando la migración de los aromas. La adición de cantidades de ácido esteárico junto a la parafina se utiliza para modificar el punto de fusión de la vela.
Fitosanitarios	Se emplea como repelente de roedores y otros animales que pueden afectar a las cosechas y plantas.
Pirotecnia	Se utiliza como recubrimiento de los polvos metálicos para evitar su oxidación y poder almacenarlos durante largos períodos de tiempo. Esta propiedad aislante también se utiliza en sólidos higroscópicos para evitar que tomen humedad y mejorar su vida útil.

Ácido palmítico	
Industrias que lo emplean y usos	
Jabones - Cosmética - Detergentes - Jabones metálicos - Inhibidores de hongos - Producción de ésteres, aminos, alcoholes grasos, peróxidos - Lubricantes - Alimentación animal - Papeleras - Plásticos - Agroquímicos - Resinas	
Ácido oleico	
Industria	Usos y aplicaciones
Detergentes	Actúa como emulgente de distintas mezclas, aportando consistencia al ser relativamente viscoso a temperatura ambiente. Modifica las propiedades de tensión superficial, utilizada en detergentes y suavizantes.
Fitosanitarios	Aditivo que mejora las características de algunos herbicidas, fungicidas y nutrientes foliares ya que envuelve a los plaguicidas evitando el contacto con el agua y sirviendo de vehículo a los agroquímicos mejorando la eficiencia y eficacia de estos.
Metalurgia de polvos	Presenta los mismos usos que se detallaron anteriormente para el ácido esteárico.
Pinturas	Puede formar emulsiones con aditivos para mejorar la viscosidad y densidad y facilitar la aplicación de pinturas, barnices, resinas de goma y aditivos para limpieza y pulido de superficies.
Farmacéutica	Es utilizado en cultivos gelatinosos para producir antibióticos.

### 1.3.1.3 Especificaciones de calidad

El ácido palmítico se comercializa junto al ácido esteárico en diferentes proporciones. Teniendo en cuenta la amplia gama de mercados que se abastece con la mezcla, denominada en la industria simplemente como “ácido esteárico”, se considera que no será necesario llevar a cabo la separación de los mismos.

En caso de dividir dicha mezcla, se producen los denominados “ácidos grasos fraccionados” que tienen otro mercado involucrado, el cual abastecen con sus características particulares.

El ácido oleico se clasifica en la industria dentro del grupo de “ácidos grasos destilados: oleico”, teniendo en cuenta, que existe en simultáneo otro grupo denominado “ácidos grasos destilados”.

El ácido oleico se puede hidrogenar y obtener esteárico, y al realizar dicho proceso se aumenta la cantidad obtenida de este último. Sin embargo, si se consideran los mercados a los cuales abastece, por sus características distintivas por encima del esteárico, se decide no descartarlo, en una primera instancia, como posible producto a desarrollar. Teniendo en cuenta que se deberá conservar en tanques de almacenamiento sin exposición al oxígeno, para evitar su enranciamiento.

Contemplando estas consideraciones se desarrollan las especificaciones de los ácidos grasos que se propone ofrecer al mercado. Estos valores son los que, típicamente, ofrecen las empresas que los producen y se incluyen las industrias a las que éstos apuntan.

**Tabla 1.5 - Especificaciones de ácido esteárico.(12)**

Ácido esteárico							
Especificación	Índice de saponificación (mg KOH/g)	Índice de Iodo (gI <sub>2</sub> /100g)	Insaponificables (%)	Título (°C)	Distribución en cadena (%)		
					Ácido palmítico	Ácido esteárico	Ácido oleico
Tipo 1	205 - 209	10 - 15	≤0,5	52,5 - 54,5	38 - 45	34 - 42	9 - 15
Tipo 2	205 - 209	0 - 1	≤0,4	54,5 - 56,5	40 - 48	44 - 53	0 - 1
Tipo 3	201 - 207	5 - 9	≤0,5	54,0 - 60,0	25 - 40	45 - 60	0 - 9
Tipo 4	201 - 207	2 - 5	≤0,5	56,0 - 62,0	25 - 40	48 - 65	0 - 5
Tipo 5	201 - 207	0 - 1	≤0,4	58,0 - 63,0	25 - 40	50 - 68	0 - 1
Tipo 6	202 - 208	0 - 1	≤0,5	56,0 - 62,0	25 - 40	50 - 68	0 - 1
Tipo 7	202 - 208	0 - 1	≤0,4	56,0 - 62,0	25 - 40	50 - 68	0 - 1

Los compuestos antes descritos en la Tabla 1.5 se orientan principalmente en las siguientes industrias, a las cuales se les provee los ácidos con dichas especificaciones:

- ➔ En la industria del caucho, derivados del ácido esteárico son utilizados en la mezcla de sustancias que se adicionan al caucho para controlar flexibilidad u otras propiedades del producto final.
- ➔ En la industria polimérica, algunos estearatos son utilizados como lubricantes, agentes antiestáticos y agentes desmoldantes.
- ➔ En la fabricación de velas ya que mejora la apariencia, luminosidad, durabilidad y desmoldado.
- ➔ En la fabricación de crayones, provee mejor dispersión de tinturas, mejor absorción y retención en el papel, entre otras.

**Tabla 1.6 - Especificaciones de ácido oleico. (12)**

Ácido oleico							
Especificación	Índice de saponificación (mg KOH/g)	Índice de Iodo (gI <sub>2</sub> /100g)	Insaponificables (%)	Título (°C)	Distribución en cadena (%)		
					Ácido palmítico	Ácido esteárico	Ácido oleico
Tipo 1	198 - 204	88 - 94	≤0,5	5,0 - 7,0	3,5 - 5,0	1,0 - 2,0	72 - 84
Tipo 2	198 - 204	88 - 95	≤0,5	4,5 - 7,5	3,5 - 5,5	1,3 - 2,3	68 - 84
Tipo 3	198 - 204	88 - 94	≤0,4	5,0 - 7,0	3,5 - 5,0	1,0 - 2,0	72 - 84
Tipo 4	198 - 204	88 - 95	≤0,4	4,5 - 7,5	3,5 - 5,5	1,3 - 2,3	68 - 84

Teniendo en cuenta el tipo de especificación demandada, los ácidos presentes en la Tabla 1.6 pueden ser provistos a las distintas industrias mencionadas a continuación:

- ➔ En las industrias metalúrgica, textil y del petróleo, se utilizan como lubricante.
- ➔ En la industria agroquímica y química se utiliza como aditivo para mejorar las características de algunos productos.
- ➔ En la industria cosmética (aunque en menor proporción) tiene una amplia gama de aplicaciones, como mantener humedad de espumas de afeitar, mejorar detergencia en shampoos, entre otros.

### 1.3.1.4 Otros productos que podrán resultar de interés

Si bien ya se definieron con anterioridad los ácidos grasos a producir, a continuación, se muestran las especificaciones de los productos que se presentan en el mercado, junto con las industrias que más los solicitan. Con el objetivo de conocerlos, y evaluarlos como nuevos posibles productos en un futuro.

**Tabla 1.7 - Especificaciones de ácidos grasos fraccionados. (12)**

Ácidos grasos fraccionados							
Especificación	Índice de saponificación (mg KOH/g)	Índice de lodo (g <sub>l</sub> /100g)	Insaponificables (%)	Título (°C)	Distribución en cadena (%)		
					Ácido palmítico	Ácido esteárico	Ácido oleico
Ácido Palmítico	218 - 219	0 - 1	≤0,4	61,0 - 63,0	92,0 - 97,0	0,0 - 3,0	-
Ácido Esteárico	197 - 198	0 - 1	≤0,4	67,5 - 69,5	0,0 - 2,5	92,0 - 95,0	0,0 - 1,0

Los compuestos detallados en la Tabla 1.7 se utilizan principalmente en la industria de la cosmética, derivados en sus ésteres y sales. En polvos, combinados con productos inorgánicos, proveen sensación de suavidad y untuosidad, adherencia a la piel y resistencia al agua. En shampoos, espumas de baño y productos de limpieza, los ésteres de ácidos grasos son utilizados como agentes engrasantes, modifican la viscosidad y mejoran la tolerancia en la piel, entre otras propiedades.

**Tabla 1.8 - Especificaciones de ácidos grasos destilados. (12)**

Ácidos grasos destilados							
Especificación	Índice de saponificación (mg KOH/g)	Índice de lodo (g <sub>l</sub> /100g)	Insaponificables (%)	Título (°C)	Distribución en cadena (%)		
					Ácido palmítico	Ácido esteárico	Ácido oleico
Tipo 1	202 - 207	40 - 60	≤0,7	40 - 46	23 - 30	17 - 27	30 - 44
Tipo 2	202 - 207	42 - 54	≤0,5	41 - 45	22 - 28	18 - 26	35 - 41
Tipo 3	202 - 207	42 - 54	≤0,5	42 - 45	22 - 28	18 - 26	35 - 43
Tipo 4	202 - 207	27 - 43	≤0,5	46 - 51	23 - 30	25 - 35	28 - 36
Tipo 5	202 - 207	27 - 43	≤0,5	46 - 51	23 - 30	25 - 35	28 - 36
Tipo 6	200 - 210	30 - 40	≤0,5	45 - 50	24 - 31	25 - 33	32 - 42

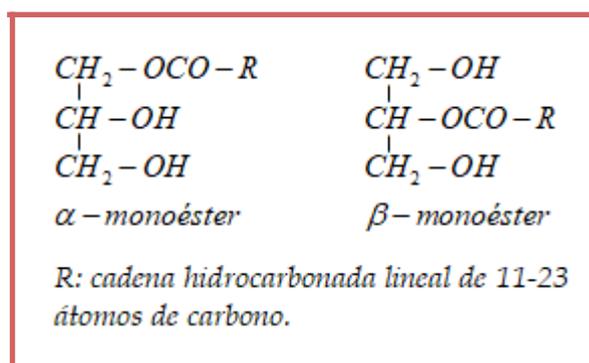
Los ácidos de acuerdo a las especificaciones presentes en la Tabla 1.8, son empleados por las siguientes industrias:

- ➔ En la fabricación de jabones de alta calidad y suavizantes para la ropa, es donde es especialmente adecuada su utilización.
- ➔ Sus derivados, se utilizan mayormente en la producción de caucho sintético y lubricantes.

## 1.3.2 Monoglicéridos y Diglicéridos

### 1.3.2.1 Características principales

Los monoglicéridos y diglicéridos son ésteres del glicerol con uno o dos ácidos grasos respectivamente. Por un lado, un monoglicérido tiene solamente un radical de ácido graso unido a una molécula de glicerol, pudiendo enlazarse en el carbono 1 o 2 de la molécula de glicerol, denominados  $\alpha$  y  $\beta$ -monoglicéridos respectivamente, como se observa en la Figura 1.6. Mientras que un diglicérido tiene dos radicales de ácidos grasos, pudiendo tratarse del mismo tipo de ácido como de dos ácidos diferentes, que se enlazan en las posiciones 1,2 o 1,3 de la molécula de glicerol,  $\alpha$ ,  $\beta$ -diglicéridos y  $\alpha,\alpha$ -diglicéridos, respectivamente.



**Figura 1.6** - Estructura química de los  $\alpha$  y  $\beta$ -Monoglicéridos.

En forma genérica se los nombra anteponiendo los prefijos mono y di, luego el nombre común del ácido graso precursor donde se cambia el término -ico por -ato, seguido del término glicerilo. En la Tabla 1.9 se encuentran mencionados algunos de estos glicéridos.

**Tabla 1.9** - Denominaciones triviales de los principales mono y diglicéridos.

Ácido Graso Precursor	Nombre del Monoglicérido	Nombre del Diglicérido
C12:0	Monolaurato de glicerilo	Dilaurato de glicerilo
C14:0	Monomiristato de glicerilo	Dimiristato de glicerilo
C16:0	Monopalmitato de glicerilo	Dipalmitato de glicerilo
C18:0	Monoestearato de glicerilo	Diestearato de glicerilo
C18:1	Monooleato de glicerilo	Dioleato de glicerilo

Los monoglicéridos y diglicéridos se presentan como sólidos oleosos, insolubles en agua pero solubles en compuestos orgánicos, con puntos de fusión mayores a los 56 °C, y de ebullición mayor a los 300°C (11) , además son biodegradables y no tóxicos. Sólo se encuentran en la naturaleza en cantidades apreciables en las grasas que han sido parcialmente hidrolizadas; pero se pueden sintetizar fácilmente y tienen importantes aplicaciones industriales.

Estos glicéridos presentan una estructura anfipática, es decir que poseen un extremo hidrofílico representado por los grupos OH no esterificados del glicerol y otro hidrofóbico, formado por la cadena hidrocarbonada del ácido graso. Debido a esto, si se encuentran en la interfase entre una fase acuosa y una oleosa, reducen la tensión superficial entre ellas, formando emulsiones lo cual permite la solubilización. Por este motivo son de gran aplicación en industrias tales como química, cosmética, farmacéutica y alimenticia.

Existen distintos procesos de obtención de estos compuestos como alcoholisis, esterificación de ácidos grasos con glicerol bajo catálisis homogénea ácida o básica y la transesterificación de triglicéridos con glicerol utilizando diferentes catalizadores, que requieren de altas temperaturas entre 210-240°C (13). Además resultan en mezclas que poseen color y aroma, por lo cual debe realizarse una destilación posterior para eliminar estas características organolépticas.

La transesterificación del alcohol polivalente, glicerol, con ésteres se denomina glicerolisis, siendo un ejemplo, la reacción de glicerina con triglicéridos que da lugar a diglicéridos y monoglicéridos. Las reacciones representadas en la Figura 1.7 a continuación, muestran los distintos productos que pueden obtenerse:

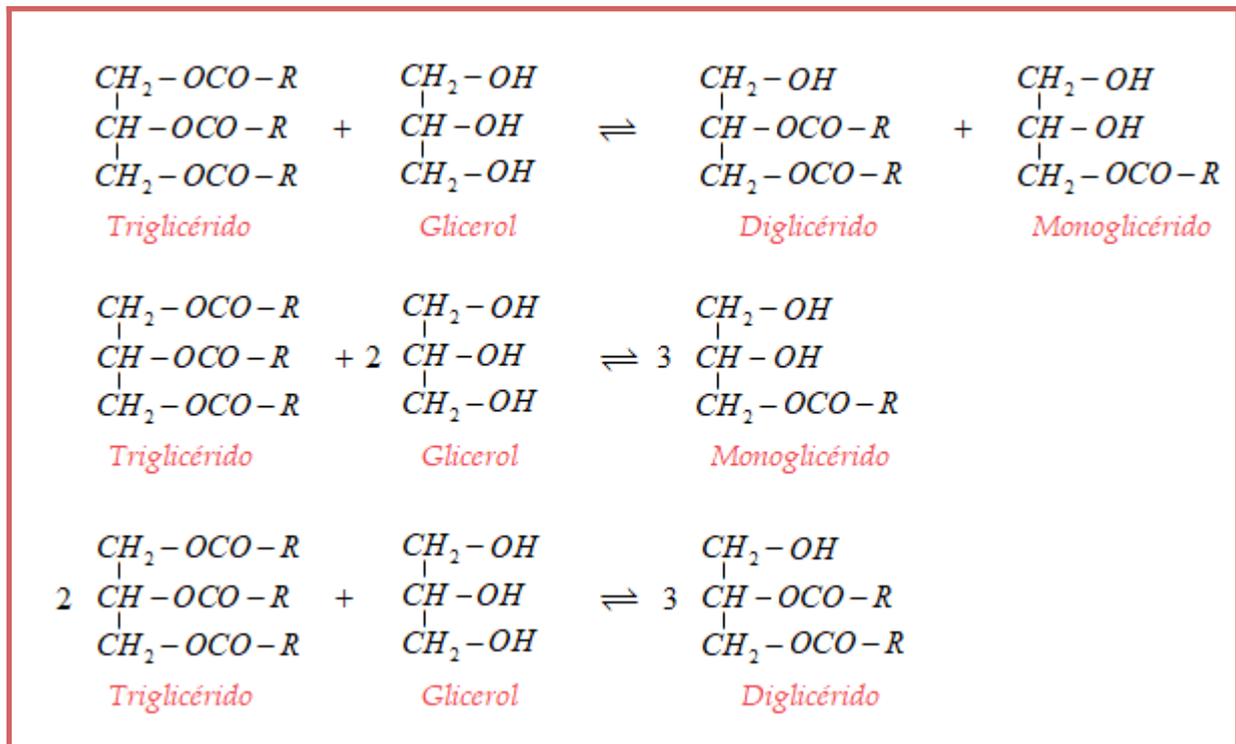


Figura 1.7 - Reacciones de transesterificación posibles de triglicéridos con glicerol.

Las mezclas de mono y diglicéridos obtenidas mediante estas reacciones teóricas están compuestas por distintos porcentajes de cada glicérido, siendo aproximadamente 50% monoglicéridos, de los cuales no menos del 30% corresponde a  $\alpha$ -monoglicéridos, luego una cantidad de diglicéridos que oscila entre 35-20% (14), y en menor medida otros compuestos como triglicéridos, glicerol y ácidos grasos libres. Bajo

condiciones favorables, los radicales ácidos tienden a migrar hacia los extremos de la molécula. Por esta razón, los productos manufacturados contienen en su mayoría  $\alpha$ -monoglicéridos y  $\alpha,\alpha$ -diglicéridos.

### 1.3.2.2 Usos y aplicaciones

Particularmente las mezclas de mono y diglicéridos, en distintas proporciones, son ampliamente utilizadas como aditivos en los alimentos para:

- ➔ Aumentar la estabilidad del producto.
- ➔ Asegurar o mantener el valor nutritivo del alimento.
- ➔ Potenciar la aceptación del consumidor.
- ➔ Ayudar a la fabricación, transformación, preparación, transporte y almacenamiento del alimento.
- ➔ Dar homogeneidad al producto.

Las razones por las que se emplean los aditivos en la industria alimentaria son básicamente de tipo económico y social. El empleo de glicéridos como aditivos permite que los alimentos se conserven durante más tiempo, lo que hace que exista mayor aprovechamiento de los mismos, por tanto se puedan bajar los precios y como consecuencia, de lugar a un reparto más homogéneo de los mismos.

Otra de las funciones principales que cumplen los glicéridos en la industria alimenticia, es la de actuar como agentes emulsionantes. Los emulsionantes, también llamados emulsivos o emulgentes, son compuestos que estabilizan las mezclas de líquidos inmiscibles entre sí, evitando la separación de fases y por eso contribuyen a una mejor percepción sensorial de los alimentos.

### 1.3.2.3 Especificaciones de calidad

La comercialización de glicéridos se realiza de manera estandarizada, de acuerdo a tres tipos de mono y diglicéridos. Las diferencias consisten en la concentración de alfa-monoglicéridos presente, siendo mezclas con un 40 a 46% de este, 52 a 56% o bien, con un 90% de contenido. A estos últimos se les conoce como monoglicéridos destilados, los cuales no poseen cantidades significativas de diglicéridos.

Se proyecta, en este caso, producir una mezcla de mono y diésteres de ácidos grasos (principalmente esteárico y palmítico) con glicerol, siendo esta mezcla un emulsionante habitualmente utilizado en la industria alimenticia, la cosmética, farmacéutica y varias otras aplicaciones industriales. Como un derivado de grasas y aceites naturales, con una estructura que se encuentra normalmente en el organismo animal, es un emulsionante que tiene pocas limitaciones en su uso.

Se prepara mediante la transesterificación de triglicéridos con glicerol, por lo que contiene un mínimo de 40% de  $\alpha$ -monoglicérido (15), el elemento más activo de esta familia de emulsionantes. Tiene una consistencia en forma de polvo, de color blanco y con un olor característico. Su vida útil, en condiciones estables almacenado en lugar fresco ( $< 25^{\circ} \text{C}$ ) (15) y seco, es de un año. Se recomienda su análisis antes de usarlo pasado este plazo.

**Tabla 1.10 - Especificaciones de mezcla de monoglicéridos y diglicéridos. (15)**

Características técnicas	Especificación
Contenido de monoglicéridos	40 % como mínimo
Índice de acidez (mg KOH/g muestra)	< 6
Índice de saponificación (mg KOH/ g muestra)	164 - 180
Índice de iodo (g I <sub>2</sub> /100 g muestra)	< 5
Glicerol libre	7 % como máximo
Arsénico (ppm)	< 3
Metales pesados (ppm)	< 10
Humedad	< 1,5 %

El compuesto antes descrito en la Tabla 1.10 se utiliza principalmente en las siguientes industrias, a las cuales se les provee el mono y diglicéridos con dichas especificaciones:

- ➔ En la industria de la panificación ya que forma complejos con el almidón para dar una miga más suave y una vida útil más larga. También asegura una buena distribución de grasas y aceites, ayuda a mantener la humedad, facilita el manejo de la masa con equipos mecanizados y mejora el nivel de aireación. En budines, mejora la textura y la consistencia. En pastas, mejora la textura, reduce la viscosidad de la masa, la pegajosidad y ayuda en la rehidratación.
- ➔ En la industria del café forma blanqueadores del mismo, mejora la dispersión y la estabilidad de la emulsión.
- ➔ En la industria de grasas hidrogenadas, en las margarinas, ayuda a lograr una dispersión fina y mejora la estabilidad y la consistencia. En manteca de maní, inhibe la separación de aceite, mejora la textura y disminuye la pegajosidad del producto final.
- ➔ En la industria de los dulces, en caramelos y dulces, reduce la viscosidad y mejora las propiedades de masticación.
- ➔ En industrias como la de las papas deshidratadas, forma complejos con el almidón para mejorar la textura y reducir la viscosidad.

### 1.3.3 Precios de productos terminados

Los precios de los productos son por tonelada, que oscilan de acuerdo a si se trata del mercado interno o externo y se encuentran listados en la Tabla 1.11. Se consideran los de FOB (del inglés Free On Board, “Libre a bordo, puerto de carga convenido”) lo cual es un incoterm (una cláusula de comercio internacional) que se utiliza para operaciones de compraventa en las que el transporte de la mercancía se realiza por barco, ya sea marítimo o fluvial.

**Tabla 1.11 - Precios de los productos terminados.**

Producto	Precio por tonelada (USD)	Detalle
Ácido esteárico	820 - 870 (16)	Mezcla de palmítico (30-45%) y esteárico (35-50%)
Ácido oleico	900 - 960 (16)	El denominado ácido oleico (65-80%)
Monoglicéridos y diglicéridos	1.670 (17)	Mezcla de MG (20-60%) y DG

Se debe tener en cuenta, que el valor de cada uno depende de la especificación de calidad del producto. Además, los precios abarcan la logística necesaria para el transporte de los productos terminados.

## 1.4 Intermediarios y subproductos

Si bien el objetivo principal de la hidrólisis de sebo bovino es obtener ácidos grasos, el proceso da lugar a grandes cantidades de una solución diluida de glicerol. Luego de una etapa de purificación, este producto es aprovechado como materia prima para la obtención de una mezcla de glicéridos. Al emplear esta sustancia en dichas operaciones es importante conocer sus características principales.

Por otro lado, el proceso de recuperación de sebo vacuno permite separar la grasa del resto de los componentes que conforman la mucanga, es decir, huesos y vísceras. En esta etapa se obtiene un subproducto conocido como “expeller” y se deben analizar sus usos, características y valor comercial para determinar si es conveniente destinar recursos a su producción.

### 1.4.1 Glicerol

El propano-1,2,3,-triol, mejor conocido como glicerol, es un líquido higroscópico, transparente y de sabor dulce. Se encuentra en la naturaleza combinado con ácidos grasos formando triglicéridos presentes en todas las grasas y aceites, y es obtenido como subproducto cuando estas materias grasas se someten a diferentes procesos químicos como el de saponificación para la obtención de jabones, la hidrólisis de triglicéridos para la obtención de ácidos grasos o cuando las grasas son esterificadas con metanol para producir metil-ésteres.

Aquellos triglicéridos conformados por ácidos grasos de cadenas C6 a C14 (los aceites de coco y almendra son ejemplos de esto) permiten obtener mayores cantidades de glicerol que aquellos que contienen ácidos de cadenas C16 y C18 (como las grasas animales, aceites de soja, palma y oliva).

Mientras que el término “glicerol” hace referencia únicamente al compuesto químico puro, la expresión “glicerina” se emplea para denominar aquellos productos cuya pureza es mayor al 95%. Comercialmente la glicerina se encuentra disponible en diferentes grados y se clasifica según su contenido de glicerol, color, olor e impurezas.

En cuanto a sus propiedades fisicoquímicas, el glicerol es insoluble en hidrocarburos y completamente soluble en agua, solución en la que sufre una caída importante del punto de congelación, por lo cual se presenta en estado líquido, y es poco usual encontrarlo puro en estado sólido cristalizado. En la Tabla 1.12 se presentan algunas de sus propiedades fisicoquímicas más relevantes.

**Tabla 1.12** - Propiedades fisicoquímicas del glicerol. (18)

Fórmula química	$C_3H_8O_3$
Peso molecular (g/mol)	92,09
Densidad a 50 °C (g/cm <sup>3</sup> )	1,26
Punto de fusión (°C)	18,17
Punto de ebullición (°C)	290,00

La mayor parte del glicerol que se produce se destina a la manufactura de drogas, cosméticos, pasta dental y resinas sintéticas. La producción de tabaco también consume grandes cantidades tanto de glicerol como de glicéridos.

En el caso particular del presente proyecto el glicerol se obtiene altamente diluido como subproducto del proceso de hidrólisis de triglicéridos y es posteriormente empleado como materia prima para la reacción de glicerólisis de triglicéridos, para lo cual se debe alcanzar un nivel de pureza cercano al 90 % y se lo conoce como glicerol crudo.

## 1.4.2 Expeller

### 1.4.2.1 Características principales

El expeller, también conocido como “harina de carne y huesos”, es el subproducto convenientemente desgrasado ya sea por procesos físicos o químicos. Se obtiene a partir de carnes, huesos y órganos ineptos para el consumo humano, desecado y finalmente triturado. Según SENASA (Servicio Nacional de Sanidad Agraria) está prohibida la mezcla de pelos, cerdas, astas, pezuñas, sangre o contenido estomacal u otras sustancias extrañas con la materia prima destinada a la elaboración de harina de carne y huesos.

Presenta gran variabilidad en su composición química cuando se elabora con mezcla de diferentes especies de animales, o se emplean sistemas deficientes de extracción de grasas, sumados a malas condiciones de almacenamiento del producto. Sin embargo, este no es el caso de la presente propuesta, debido a que no solo se trabaja únicamente con mucanga (evitando recibir materia prima excesivamente heterogénea en lo que respecta a su composición) sino que también se diseña un proceso de producción que permite alcanzar la mayor eficiencia posible en lo que respecta a la extracción de grasas, puesto que el principal objetivo del proyecto apunta a obtener tanto sebo como sea posible.

Las harinas de carne y hueso son una buena fuente de proteínas y aminoácidos esenciales con una buena relación precio-calidad. También presentan un contenido elevado de calcio, fósforo, selenio, hierro y vitamina B<sub>12</sub> (19).

Entre los principales inconvenientes para su utilización se encuentra el riesgo de contaminación microbiana, por lo que es importante alcanzar temperaturas adecuadas durante el proceso de rendering para asegurar la esterilización del producto.

### 1.4.2.2. Usos y aplicaciones

Las harinas de carne y hueso se emplean como materia prima en la elaboración de alimentos de consumo animal, siempre que se trate de especies no rumiantes (20). Su comercialización está dirigida especialmente a fábricas de alimentos para mascotas o alimentos balanceados para pollos, gallinas o cerdos.

### 1.4.2.3 Especificaciones de calidad

Las harinas de carne y huesos se identifican con tres números que dan cuenta de su contenido de grasas, proteínas y cenizas. Los valores típicos se presentan en la Tabla 1.13.

**Tabla 1.13** - Valores típicos en harinas de carne y huesos. (21)

Contenido medio de grasa en harina (%)	8 - 12
Humedad (%)	4 - 8
Cenizas (%)	35 - 40
Fósforo (%)	5,5 - 7,0
Calcio (%)	12 - 15

En cuanto al contenido de proteínas se clasifican en dos categorías para su comercialización: entre 40 - 45 % y entre 60 - 65 %.

### 1.4.2.4 Precio de expeller

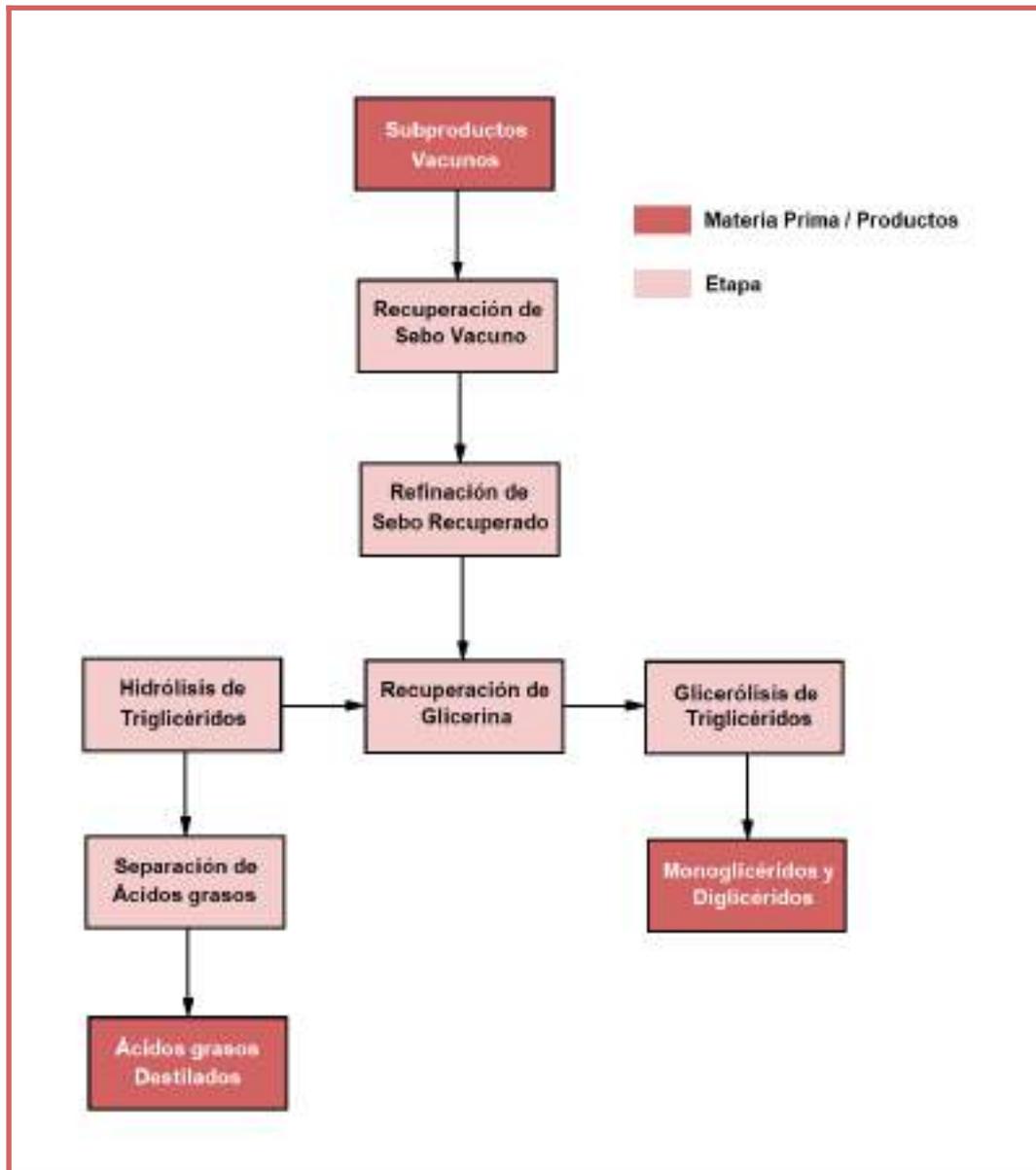
En la Tabla 1.14 que se presenta a continuación se incluye el precio de comercialización del expeller de sebo bovino. Generalmente se distribuye a granel.

**Tabla 1.14** - Precio por tonelada de expeller de sebo bovino. (9)

Precio por tonelada (U\$D)	Tipos de Expellers	
	Valor Proteico 40-45 en Puerta	Valor Proteico 60-65 a Retirar
	99 - 102	150 - 162

## 1.5 Proceso productivo

Con el fin de obtener, por un lado, ácidos grasos, y por otro monoglicéridos y diglicéridos, utilizando para ambos casos subproductos vacunos como materia prima, se plantea una serie de procesos, que se resumen en el diagrama de flujo que se presenta en la Figura 1.8 y permiten alcanzar las especificaciones buscadas sobre los productos mencionados anteriormente.



**Figura 1.8** - Resumen de procesos requeridos.

### 1.5.1 Recuperación de sebo vacuno

Como se mencionó en la sección anterior, la materia prima, proveniente de empresas faenadoras y productoras de carne, se compone de huesos, grasa y vísceras por lo cual deberá ser acondicionada para su posterior utilización dentro de la planta. De todos modos, se buscará que la misma se encuentre lo más

limpia y fresca posible a la hora de su ingreso a la planta, con la finalidad de mejorar la calidad del producto. El sebo crudo será almacenado en tolvas para su posterior entrada al sistema.

Para llevar a cabo la recuperación de la materia prima existen dos procesos utilizados industrialmente, tal como se mencionó anteriormente: wet rendering y dry rendering. Puntualmente, el dry rendering presenta las siguientes ventajas con respecto al wet rendering (22):

- ➔ es más rápido,
- ➔ sus productos tienen mayor valor,
- ➔ requiere menos potencia, vapor y maquinaria,
- ➔ requiere menor inversión y espacio,
- ➔ el proceso es más simple,
- ➔ no genera olores cuando se lleva a cabo correctamente,
- ➔ es más limpio.

Es por ello que se propone implementar el proceso de dry rendering, constituido por las siguientes etapas:

### 1.5.1.1 Trituración

La materia prima ingresa por un transportador tipo tornillo sinfin a una trituradora, para obtener partículas de tamaño más pequeño y uniforme, facilitando la transferencia de calor en la posterior etapa de cocción.

### 1.5.1.2 Cocción

En esta etapa la materia prima triturada ingresa a una cámara de cocción horizontal, también llamada “melter”, que consta de una camisa externa por la cual circula el vapor. Se busca alcanzar tres objetivos, a saber: eliminar la humedad retenida, derretir las grasas y esterilizar la materia prima con el fin de eliminar cualquier bacteria presente.

En pos de cumplir estos objetivos la cámara podrá operarse a baja temperatura (100 – 115 °C) o a alta temperatura (130 – 150 °C), con un tiempo de residencia entre 30 – 60 minutos, teniendo presente que, a menor temperatura, mayor será el tiempo necesario. El contenido de humedad del producto resultante será entre 4 – 6 % en peso (23).

En este paso se produce una cantidad considerable de vapores producto de la cocción, que deberán derivarse a un condensador para su posterior tratamiento (22).

### 1.5.1.3 Separación de sólidos

La descarga del melter se lleva a un percolador, donde se separan los sólidos de la grasa líquida. La corriente líquida es bombeada a una centrífuga, donde se eliminan las impurezas sólidas residuales. Los sólidos, por otro lado, pasan por una prensa hidráulica, donde se elimina la grasa remanente para ser bombeada posteriormente al percolador. Finalmente, los sólidos prensados son secados y molidos obteniendo un subproducto conocido como “expeller”, que contendrá entre 40 – 50 % en peso de proteínas (24).

### 1.5.1.4 Almacenamiento

Los líquidos que salen de la centrífuga son bombeados a un tanque de almacenamiento. Se debe procurar que los líquidos sean conservados en un ambiente seco y libre de oxígeno (vacío o presencia de algún gas inerte, también podría ser en presencia de antioxidantes), para evitar el enranciamiento oxidativo de las grasas. Los tanques deberán estar, además, calefaccionados para mantener el producto en estado líquido. El subproducto sólido o expeller se almacena en silos.

### 1.5.1.5 Rendimiento del proceso y diagrama de equipos

El rendimiento estimado del proceso de rendering es el que se detalla a continuación en la Tabla 1.15.

**Tabla 1.15** - Rendimiento del proceso de recuperación del sebo. (4)

3,575 kg de subproductos vacunos (100 %)	1,008 kg sebo recuperado (28,2 %)
	1,752 kg vapores de cocción (49,0 %)
	0,815 kg sólidos (22,8 %)

Cabe resaltar la importancia del proceso de rendering que convierte, lo que de otra manera hubiesen sido desechos, en productos de valor comercial. Considerando que el 50% del peso de un animal vivo son subproductos, aprovechar los desperdicios generados por la industria cárnica contribuye en gran medida al mantenimiento de un medio ambiente limpio.

El proceso además permite, con un correcto almacenamiento, conservar los productos por un período de tiempo considerable.

Se presenta en la Figura 1.9 un diagrama ilustrativo del proceso.

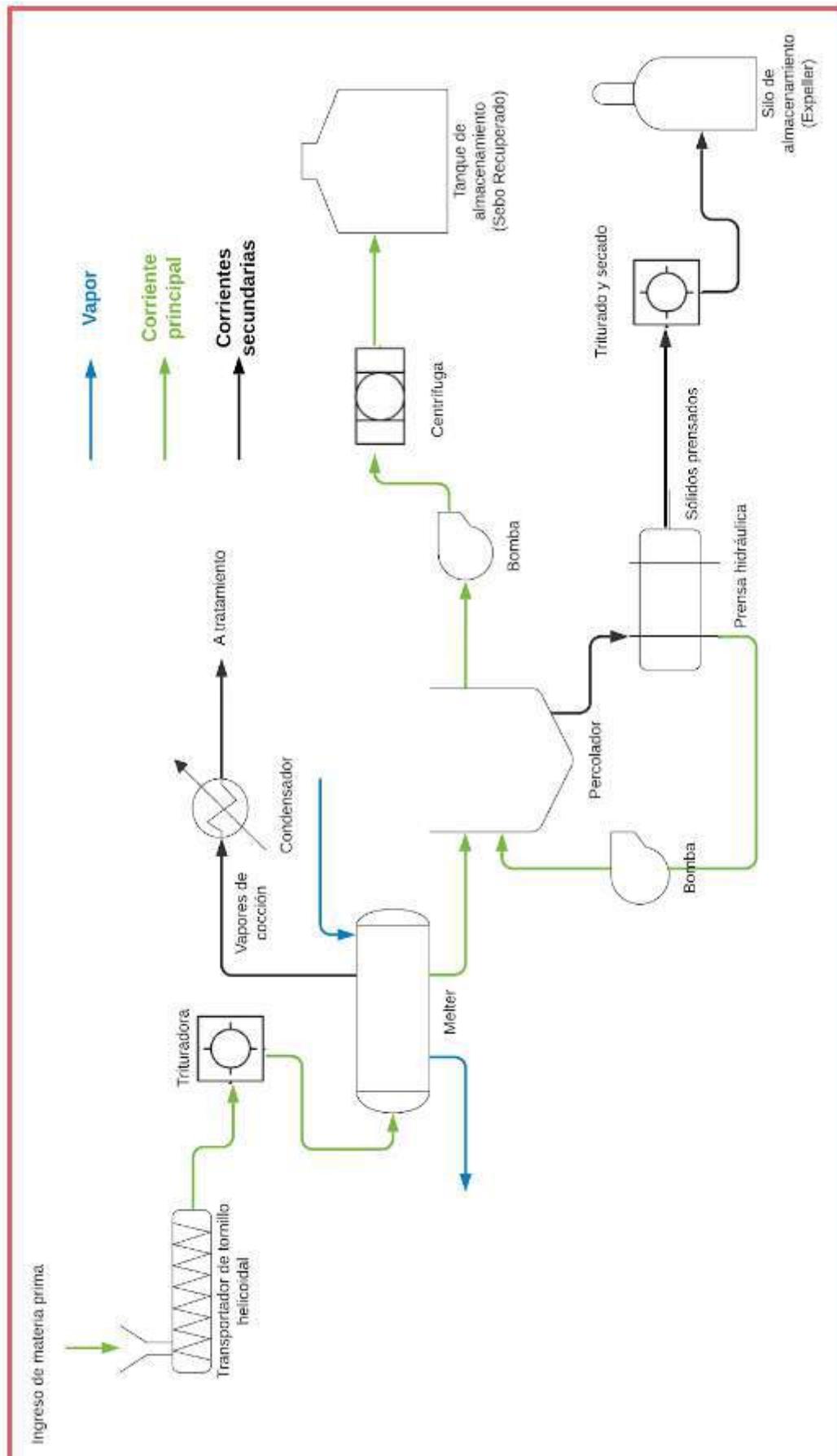


Figura 1.9 – Esquema del proceso de recuperación de sebo.

## 1.5.2 Refinamiento del sebo vacuno

Es aconsejable realizar algunos procesos adicionales, posteriores al rendering, para lograr un producto final de mejor calidad, sobre todo si el sebo refinado es utilizado para la producción de ácidos grasos.

### 1.5.2.1 Desgomado

En esta etapa se procede a la extracción acuosa de compuestos hidrosolubles, con el principal objetivo de eliminar proteínas, hidratos de carbono y fosfátidos presentes. Particularmente, la presencia de estos últimos, puede fomentar la formación de emulsiones de agua en aceite, afectando de manera negativa la posterior hidrólisis que se efectuará para la obtención de ácidos grasos.

Existen varias formas de llevar a cabo este proceso, pero una de las más sencillas es el desgomado acuoso. En él se mezcla el sebo con cierta cantidad de agua (1 – 3 % P/P) y se calienta dicha mezcla hasta unos 60 – 80 °C durante 30 – 60 minutos en un tanque agitado (25).

El agua y los compuestos solubles en ella (gomas) son más densos que el sebo derretido, con lo cual pueden ser separados en una centrífuga o en un decantador. Luego, el sebo será destilado al vacío para eliminar la humedad remanente mientras las gomaz pueden deshidratarse obteniendo un subproducto denominado “lecitina”.

En la Figura 1.10 se presenta un diagrama del proceso.

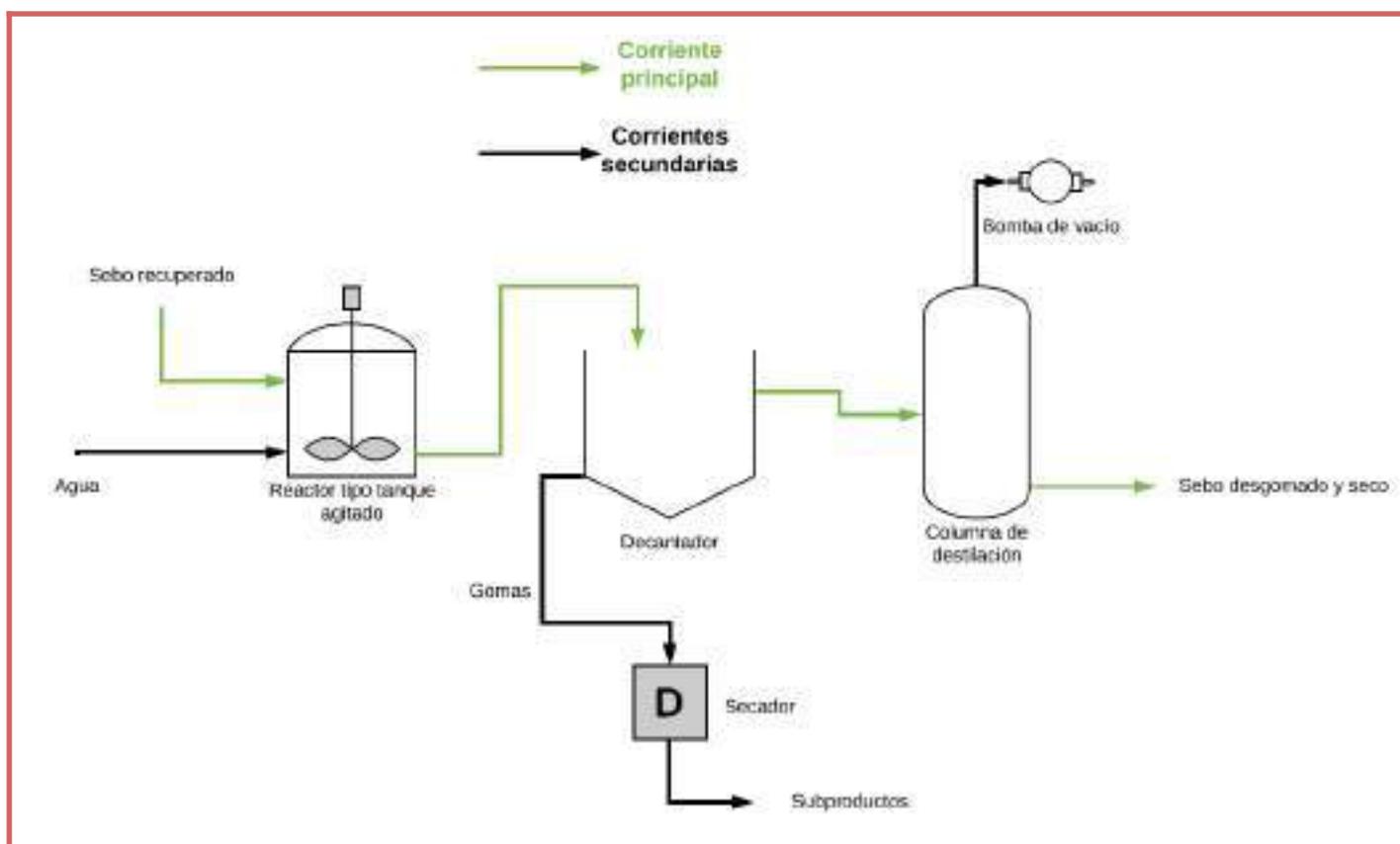
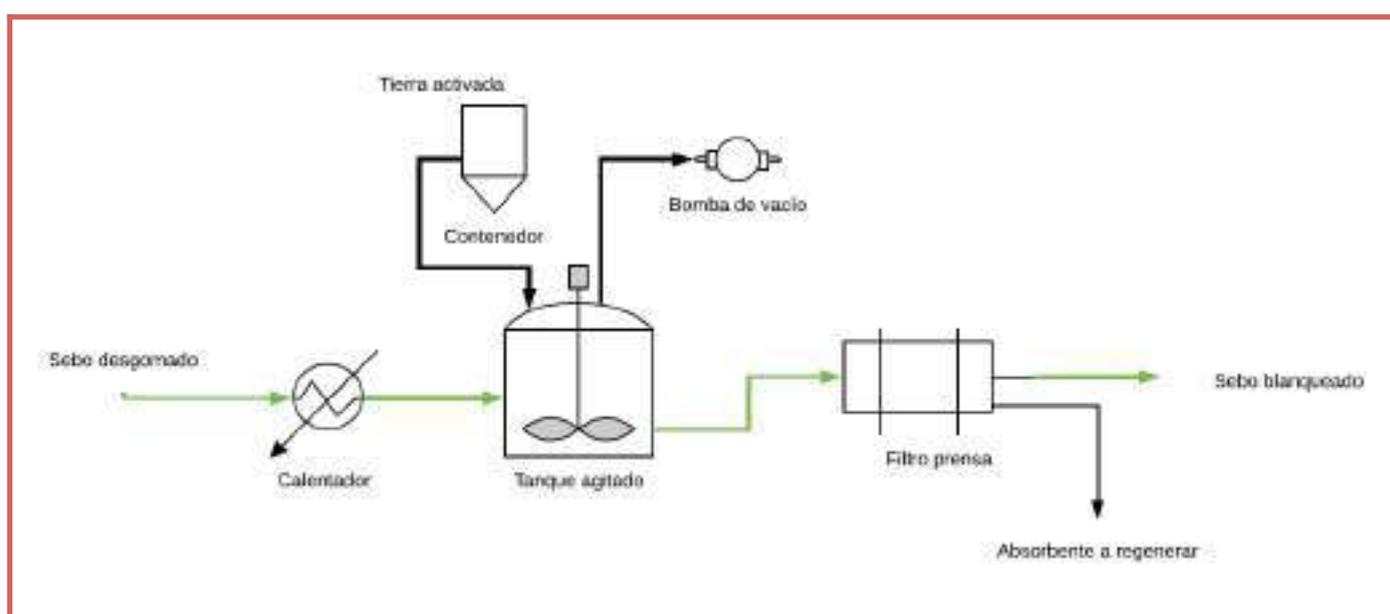


Figura 1.10 - Esquema del proceso de desgomado.

### 1.5.2 Decoloración

Esta etapa se lleva a cabo para eliminar pigmentos que confieren color al sebo oscureciéndolo. Es un proceso de absorción, por lo general se utiliza tierra activada. El sebo se calienta hasta unos 95 – 115 °C para lograr su secado y desaireado. Posteriormente ingresa a un tanque agitado donde se aplica un vacío de 0,047 – 0,067 bar, para evitar la acción del oxígeno, y se mezcla con la tierra activada cuyo ingreso al reactor es dosificado (se agrega en total entre 2 – 3 % P/P de tierra). La reacción tiene lugar durante unos 20 – 30 minutos, luego de los cuales el producto se lleva a un filtro prensa obteniendo por un lado el sebo blanqueado y por otro el absorbente, que puede regenerarse (26).

El proceso se esquematiza a continuación, en la Figura 1.11.



**Figura 1.11** - Diagrama del proceso de blanqueamiento del sebo.

Una vez que finaliza el proceso de decoloración el sebo blanqueado (refinado) es enviado a tanques de almacenamiento, desde los cuales se deriva a los reactores de hidrólisis y glicerólisis según sea necesario. El contenido de estos tanques se encuentra a una temperatura cercana a los 50 °C con el propósito de mantener el sebo en estado líquido, tomando en cuenta que su temperatura de fusión es de 46,5 °C.

### 1.5.3 Hidrólisis de triglicéridos

Los procesos utilizados a escala industrial para la obtención de ácidos grasos a partir de la hidrólisis de triglicéridos han sido mejorados con el paso del tiempo. Uno de los primeros que fue aplicado industrialmente es el proceso de Twitchell, llevado a cabo a la temperatura de ebullición del agua a presión atmosférica, empleando vapor en un ciclo abierto durante unas 36 – 48 horas, donde la hidrólisis es catalizada por un reactivo ácido, mejor conocido como reactivo de Twitchell. Sin embargo, debido a la gran cantidad de vapor y tiempo requeridos, además de la utilización de ácidos fuertes, el proceso ya no cuenta con importancia comercial. Posteriormente, se implementó un proceso que continúa siendo utilizado en la actualidad, denominado “autoclave batch”. El proceso completo demora entre 6 – 10 horas, un tiempo menor que el de Twitchell debido a que se lleva a cabo a altas presiones (11,35 bar), no obstante, su

implementación es escasa debido a que, de todos modos, el consumo de vapor es elevado, entre otras desventajas (27).

En la actualidad, dos de los procesos más empleados son el denominado “Colgate – Emery” y la hidrólisis enzimática. Con el fin de seleccionar el más conveniente, se confecciona la Tabla 1.16, donde se comparan ambos procesos.

**Tabla 1.16 - Comparación de procesos.**

Colgate - Emery		Hidrólisis Enzimática	
Ventajas	Desventajas	Ventajas	Desventajas
Cortos tiempos de reacción	Opera a temperaturas y presiones elevadas	Opera a temperaturas de alrededor de 50 °C y presión atmosférica	Tiempos de reacción prolongados
No requiere el uso de catalizadores	Requiere una gran inversión inicial	Es un proceso limpio	El costo de la enzima puede ser muy elevado
Se alcanzan altas conversiones	Altos costos de operación	Se requiere muy poca energía para llevar a cabo el proceso	No logra la productividad del proceso Colgate - Emery
La reacción tiene lugar en fase líquida casi homogénea			Existen varios factores que contribuyen a la inhibición de la acción enzimática
Ampliamente aplicado a escala industrial			Las investigaciones realizadas no han sido llevadas a escala industrial

Luego de efectuar la comparación pertinente se decide seleccionar el proceso Colgate – Emery debido, por un lado, a las ventajas presentadas en la Tabla 1.16 y, por otro, a que se cuenta con más datos de su aplicación a nivel industrial, asumiendo el riesgo de operar a altas presiones y temperaturas.

### 1.5.3.1 Proceso Colgate - Emery

Es un proceso continuo que se lleva a cabo en una torre a contracorriente, en ausencia de catalizador, alcanzando conversiones superiores al 90 %. Los tiempos de residencia son de alrededor de tres horas, operando a una presión entre 50 – 60 bar y a una temperatura entre 250 – 260 °C (28).

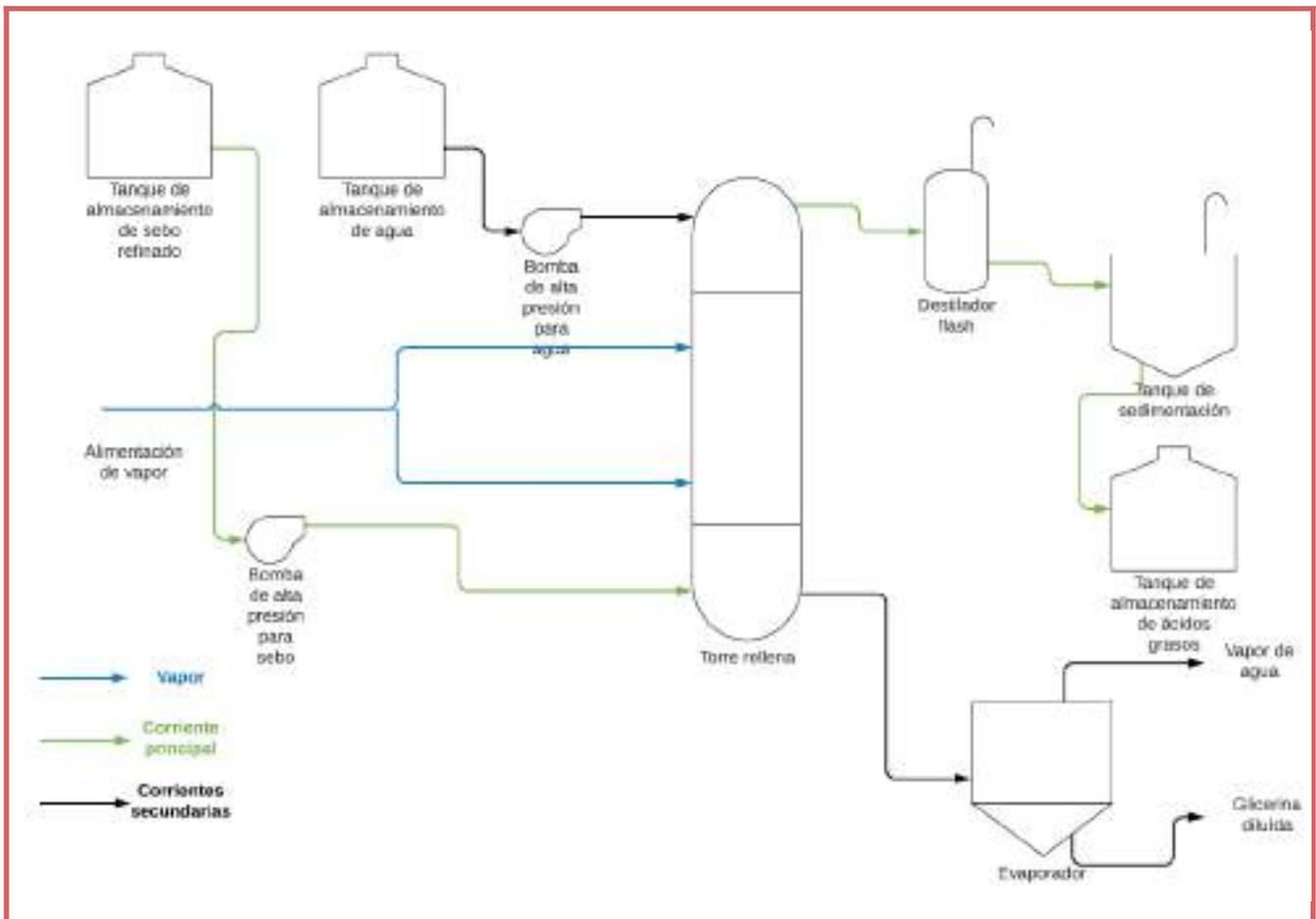
La presión de operación deberá ser superior a la presión de vapor de agua a la temperatura de reacción. Es necesario operar a temperaturas para las cuales se garantice la solubilidad parcial entre el agua y el sebo, evitando la formación de emulsiones. Por debajo de los 200 °C las conversiones y la solubilidad son muy bajas, por encima de los 280 °C las grasas se descomponen.

A la torre ingresará por el fondo el sebo desaereado, siendo ésta la fase continua, y por el tope entrará agua, la fase dispersa, a una relación de 40 – 50 % del peso de sebo. La temperatura dentro de la torre se mantendrá por contacto directo con vapor a alta presión, que se ingresará en la porción central de la torre.

La corriente que sale por el fondo de la torre es rica en glicerol y agua, y se llevará a un evaporador instantáneo donde se obtienen vapor de agua y glicerina diluida (entre 11 – 18 % en peso según la alimentación a la torre). La corriente que sale por el tope de la torre es rica en ácidos grasos y pasa por un destilador flash donde la temperatura de esta corriente baja al evaporar parte o la totalidad del agua que contiene, posteriormente pasará a un tanque de sedimentación donde se elimina el agua remanente.

Los ácidos grasos que salen del tanque de sedimentación se conocen como “ácidos grasos brutos” (AGB), y serán llevados a tanques de almacenamiento para su posterior destilación. La corriente rica en glicerina será tratada para eliminar en gran medida el agua presente.

En la Figura 1.12 se presenta un esquema del proceso Colgate – Emery descrito anteriormente.



**Figura 1.12 - Esquema del proceso.**

A continuación, en la Tabla 1.17 se lista el consumo de servicios auxiliares que tendrá, en principio, un proceso de estas características:

**Tabla 1.17** - Consumo de servicios auxiliares por tonelada de sebo alimentado. (29)

Vapor (60 bar)	190 kg
Agua de enfriamiento (20 °C)	3 m <sup>3</sup>
Energía eléctrica	10 kW/h
Agua de proceso	0,6 m <sup>3</sup>

## 1.5.4 Separación de ácidos grasos

El producto que egresa del reactor de hidrólisis se compone de una mezcla de ácidos grasos (mayoritariamente ácido esteárico, palmítico y oleico, cuya proporción dependerá de su distribución en la materia prima original), una pequeña cantidad de triglicéridos que no se han convertido, mono y diglicéridos. Con el fin de alcanzar un producto que cumpla con los parámetros de calidad y pureza demandados por el mercado objetivo (detallados en la Sección 1.3.1.3) se proponen algunas etapas de purificación y separación que se detallan a continuación.

### 1.5.4.1 Destilación flash

Los ácidos grasos brutos ingresan, en primera instancia, a un destilador flash, para desaerear y deshidratar significativamente la corriente en cuestión y asegurar que ingrese en condiciones adecuadas a la siguiente etapa, en la que se eliminan la mayor parte de los glicéridos presentes. Por un lado, el vapor por su alto volumen específico a presiones bajas, genera problemas que dificultan la operación y por su parte, 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.

Esta etapa se lleva a cabo a una temperatura alrededor de los 200 °C en un vacío cercano a 0,012 bares (30).

### 1.5.4.2 Eliminación de glicéridos

Con el fin de completar el acondicionamiento de la corriente que contiene los ácidos grasos de modo tal que ingrese en condiciones óptimas a las etapas posteriores de separación y asegurar así la calidad del producto que se ofrece se la somete a una destilación en una torre de platos. De este modo se eliminan los glicéridos remanentes cuya presencia dificulta la etapa de fraccionamiento de los ácidos grasos (31).

Las condiciones bajo las cuales opera la torre de destilación se detallan en el Capítulo 4 del presente trabajo.

El subproducto se almacenará en un depósito intermedio isoterma, para proceder a la segunda destilación.

### 1.5.4.3 Cristalización

Los ácidos grasos mayoritarios en el sebo bovino son el ácido palmítico, oleico y esteárico y debido a la cercanía entre los puntos de ebullición de estos últimos dos la separación por medio de destilación no se considera la opción más conveniente. En cambio, el proceso de cristalización aprovecha los diferentes puntos de fusión entre los ácidos insaturados (esteárico y palmítico, en este caso) y los saturados (oleico,

específicamente) para dar lugar a la separación. Bajo condiciones específicas de agitación y manteniendo controlada la velocidad de enfriamiento se propicia la formación de dos fases, una líquida (oleína) y una sólida (estearina).

A la etapa de cristalización le sucederá un proceso físico de separación que permite obtener, por un lado, la fase líquida constituida principalmente por ácido oleico y, por otro, la fase sólida que se compone de ácido esteárico y palmítico mayoritariamente.

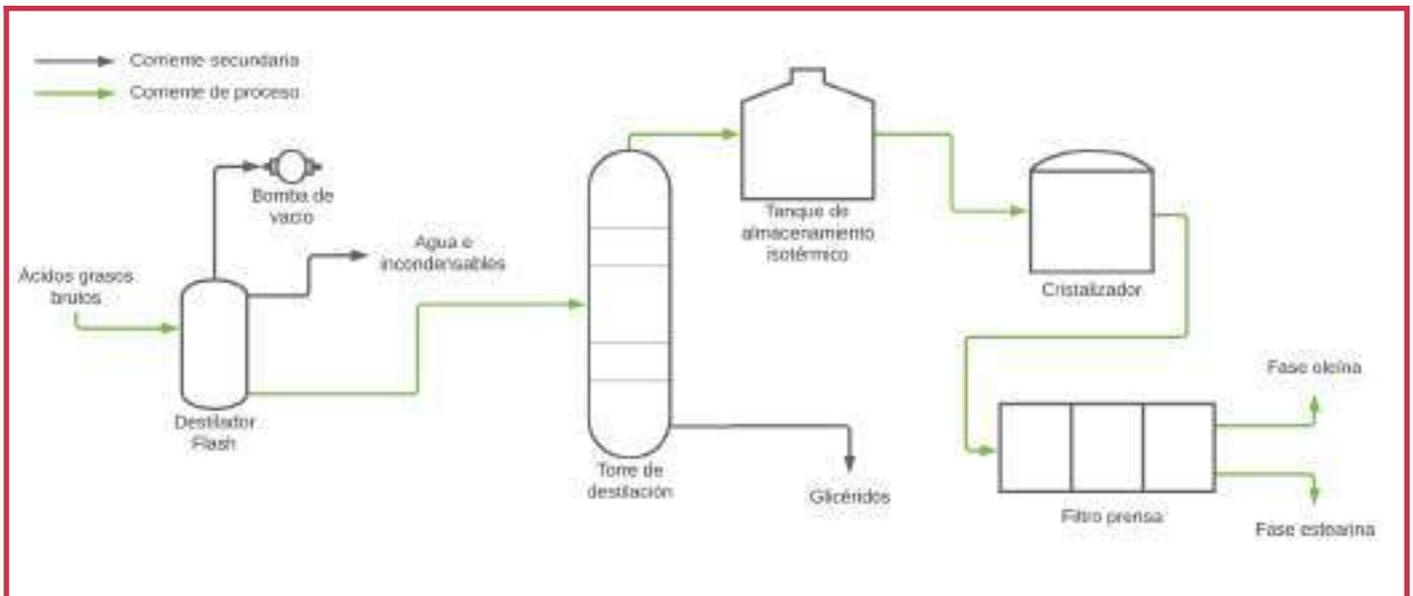
#### 1.5.4.4 Filtración

A continuación del proceso de cristalización se debe incluir una operación que permita separar las fases líquida y sólida entre sí. Esto se lleva a cabo comúnmente empleando filtros prensa, que compactan la torta de sólidos mientras escurre el líquido. Las características del producto final dependerán de las dimensiones del filtro prensa, la presión aplicada, la resistencia y características de la membrana y las condiciones de la suspensión que ingresa al equipo.

#### 1.5.4.5 Esquema del proceso y consideraciones

Es importante tener en consideración ciertas variables, como lo son la temperatura y tiempo de calentamiento, dado que altas temperaturas o tiempos prolongados favorecen la formación de anhídridos y el deterioro del producto; por otro lado, las torres deben contar con supresores de niebla, debido a que los condensados de los ácidos grasos destilados tienden a formar una neblina que puede dañar las bombas del proceso.

En la Figura 1.13 se presenta un diagrama del proceso completo de acondicionamiento y separación de los ácidos grasos.



**Figura 1.13** - Esquema del proceso de separación de ácidos grasos.

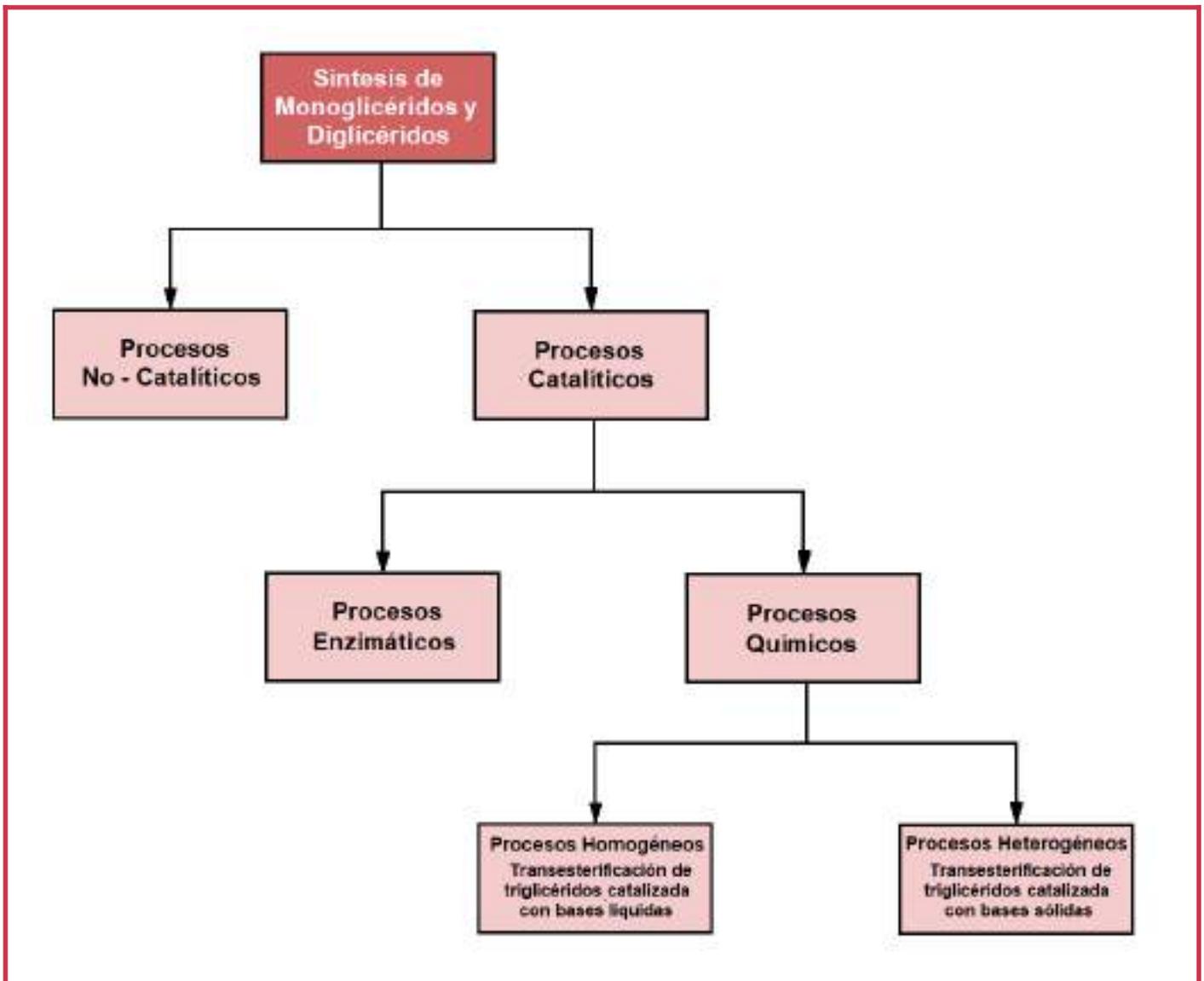
### 1.5.5 Purificación de glicerina

La corriente que sale por el fondo del reactor de hidrólisis, compuesta principalmente por agua y glicerol deberá ser sometida a una serie de procesos que permitan eliminar el agua presente y obtener glicerina concentrada un 90% en peso para su posterior utilización en la obtención de monoglicéridos y diglicéridos.

Debido a que la corriente que egresa del reactor de hidrólisis se encuentra a alta temperatura y presión es posible aprovechar esta energía para eliminar tanta humedad como sea posible antes de someterla a un proceso de evaporación.

### 1.5.6 Obtención de monoglicéridos y diglicéridos

La selección del proceso más adecuado se llevó a cabo considerando las rutas de obtención de monoglicéridos y diglicéridos mencionadas en la Figura 1.14.



**Figura 1.14** - Procesos utilizados para la síntesis de monoglicéridos y diglicéridos.

En cuanto a aquellos procesos que emplean enzimas y, por otro lado, los que trabajan en condiciones supercríticas (no catalíticos), son costosos y difíciles de implementar a nivel industrial, por lo cual han sido descartados.

Tanto los procesos homogéneos como los heterogéneos alcanzan valores de conversiones aceptables para los productos que se desean obtener en este caso, y aunque el proceso homogéneo genera efluentes contaminantes para el medio ambiente, resuelve de manera simple y efectiva la obtención del producto buscado con sus respectivas especificaciones, a saber: al menos 40 % de monoglicéridos, 7 % de glicerol libre como máximo, acidez menor a 6 %. Dicho proceso se compone de las siguientes etapas:

### 1.5.6.1 Reacción

El sebo ingresa a un reactor tipo tanque agitado, donde ocurrirá la reacción en fase líquida en presencia de un catalizador básico. Algunos de los catalizadores más utilizados son: NaOH, KOH, Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, Ca(OH)<sub>2</sub>, entre otros, siendo este último el más efectivo, contando además con un fácil manejo, muy bajo costo y provocando bajo desarrollo de color en el producto final. La cantidad de catalizador utilizada es de 0,5 – 1,0 % en peso con respecto a la carga total de reactivos. La temperatura de trabajo puede ir entre 200 – 260 °C, considerando que, al aumentar la temperatura, aumentará la velocidad de reacción logrando también una buena solubilidad del glicerol en el equilibrio. Se utilizará un exceso de glicerol de entre 120 – 140 % molar con respecto al sebo que ingresa (14).

### 1.5.6.2 Neutralización

Debido a la alta basicidad de los productos de la reacción de glicerólisis, los mismos son neutralizados con ácido fosfórico, según la reacción de la Figura 1.15.



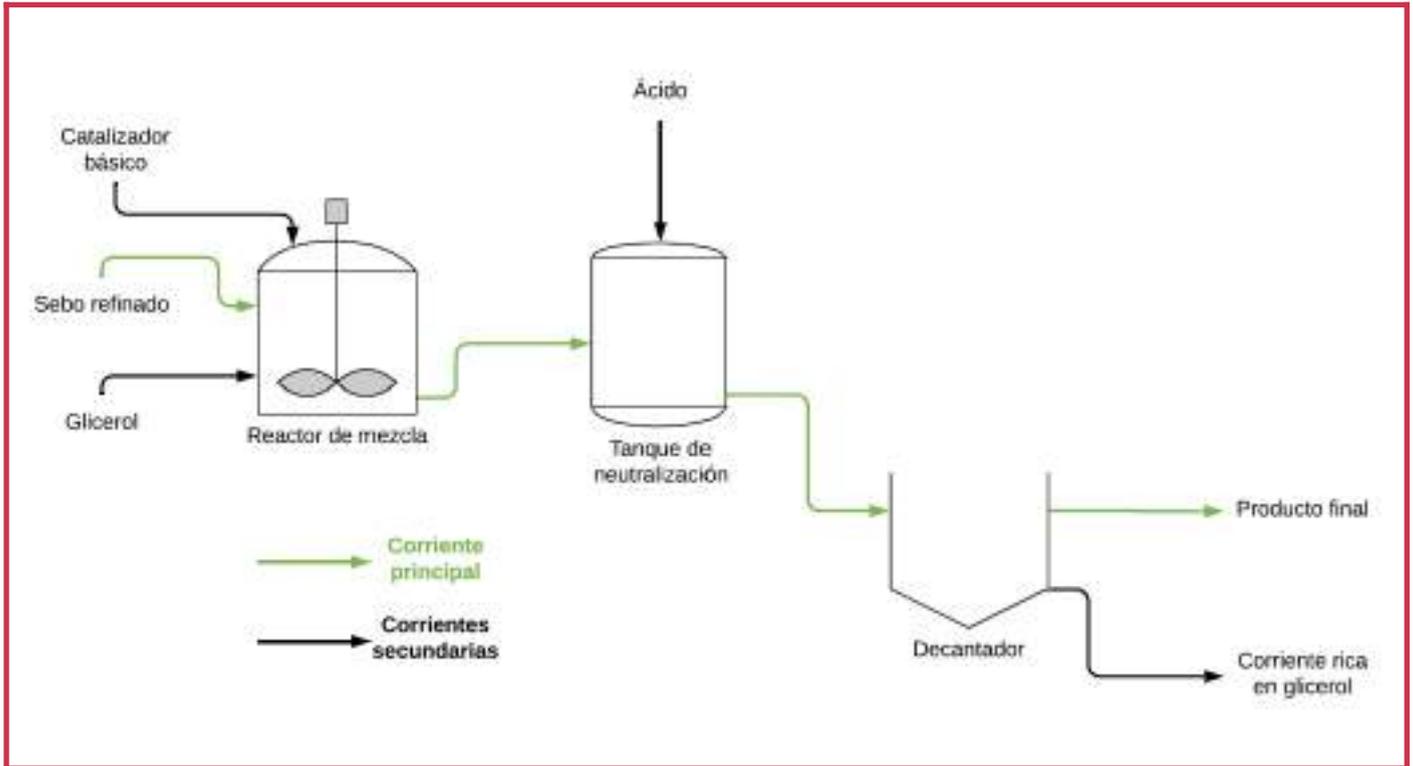
**Figura 1.15** - Reacción de neutralización.

Esta neutralización se realiza en caliente, antes de eliminar el glicerol remanente, dado que se produciría la reversión de la reacción.

### 1.5.6.3 Decantación

Se produce la decantación de las fases en un tanque decantador cónico, donde se separa por el fondo la fase rica en glicerol, que contendrá los productos de la reacción de neutralización y por el tope la fase rica en monoglicéridos que contiene aproximadamente 50 % de monoglicéridos, 35 % de diglicéridos, 10 % de triglicéridos y 5 % de glicerol. Eventualmente, podrán encontrarse trazas de ácidos grasos libres.

El proceso se esquematiza en la Figura 1.16.



**Figura 1.16** - Proceso de obtención de monoglicéridos y diglicéridos.

De ser necesario se podría continuar el proceso con el fin de lograr un producto con menor contenido de glicerol y mayor concentración de monoglicéridos, pero se ha determinado que, para este caso puntual, no será necesario en función del mercado al cual apunta al producto.

### 1.5.7 Rendimiento de etapas y conversión de reacciones

A continuación se presenta un resumen del rendimiento teórico de la etapa de recuperación de sebo conjuntamente con la conversión de las reacciones que forman parte de los procesos de obtención de ácidos grasos y mono y diglicéridos.

**Tabla 1.18** - Rendimiento de las etapas más relevantes para el proceso y conversión de reacciones.

Recuperación de sebo bovino	Del total de la materia prima que ingresa al proceso únicamente el 28,2 % (4) se trata de sebo bovino que puede recuperarse y destinarse a los procesos de hidrólisis y glicerólisis
Hidrólisis de triglicéridos	El proceso Colgate-Emery suele alcanzar eficiencias cercanas al 98%. (29)
Glicerólisis de triglicéridos	Para reacciones llevadas a cabo en presencia de bases fuertes y exceso de glicerol, la conversión de triglicéridos en el equilibrio será cercana al 90 %. (26)

## 1.6 Industria y mercado

El estudio de los posibles competidores en lo que respecta a su volumen de producción conjuntamente con el análisis del comportamiento de la demanda de los productos que se ofrecerán al mercado permite establecer la capacidad de la planta de procesos de forma tal que abastezca a los potenciales consumidores en la medida que éstos lo requieran. De igual manera el análisis de la ubicación de los principales oferentes de ácidos grasos y glicéridos a nivel nacional e internacional ayuda a determinar la zona más propicia para el establecimiento del proyecto, de manera tal que se tenga acceso a los diferentes canales de distribución. Este estudio se complementa con el efectuado en secciones anteriores con respecto a la disponibilidad de materia prima para concluir con la definición de la capacidad nominal y ubicación de la planta.

### 1.6.1 Productores y distribuidores de ácidos grasos y glicéridos

El análisis, tanto de la competencia a nivel nacional como internacional, es importante para tener noción del volumen de productos que se ofrecen al mercado y su ubicación. Esto permite planificar estratégicamente el emplazamiento de la planta, las especificaciones de productos que atraigan a potenciales clientes, buscando así disminuir las importaciones que realizan y aumentar el consumo local. En la Tabla 1.19, se detallan los principales competidores.

**Tabla 1.19 - Competidores a nivel nacional y mundial y su ubicación.**

	Nacional	Internacional
Ácidos grasos	Materia Hnos. S.A. (Buenos Aires- produce)	Cailà & Parés (España-produce)
	Centauro Alpha S.R.L. (Buenos Aires- distribuye)	Lascaray S.A. (España-produce)
	Central Química Argentina S.A. (Buenos aires- distribuye)	Mateos S.L. (España-produce)
	Solvay Química S.A. (Buenos Aires- distribuye)	Interfat S.A. (España, Francia, Holanda- distribuye)
	Química del Oeste S.A. (Buenos Aires- distribuye)	
Monoglicéridos y diglicéridos	ALPHA C.I.S.A.(Córdoba-produce)	Ciencia y tecnología Co. Industrial (China- produce)

Como se observa en la Tabla 1.19, la mayoría de las empresas que ofrecen ácidos grasos a nivel nacional únicamente distribuyen estos productos, debiendo afrontar costos de importación al ingresarlos al país. Además, la mayoría de los productores son internacionales, y se localizan en España. En cuanto a la producción de glicéridos se destacan un productor local y uno internacional. Si bien existen otros productores, su materia prima es aceite vegetal y dependiendo de las exigencias del cliente pueden o no constituir una competencia.

## 1.6.2 Volumen de producción a nivel nacional y demanda global

En el ámbito nacional el único competidor que produce ácidos grasos es la empresa Materia Hnos., por lo que resultará de interés evaluar su capacidad de producción. Por otro lado, también será relevante analizar el comportamiento del mercado de ácidos grasos y monoglicéridos en la región, para determinar si la planta será capaz de cubrir la demanda a largo plazo. Finalmente, deberá considerarse la disponibilidad de materia prima, para asegurar el abastecimiento de la planta de forma continua.

La capacidad de producción con la que cuenta Materia Hnos. es de 70 kilotoneladas por año (12), donde debe tenerse presente que comercializa una variedad de productos más amplia que la que se plantea en el presente proyecto, a saber: ácido esteárico, ácido oleico, ácidos grasos destilados, ácidos grasos fraccionados, ácidos grasos vegetales y glicerina. Si bien se desconoce en qué proporción producen cada uno de ellos, la capacidad de la planta es útil como referencia.

Por otro lado, a partir de un reporte realizado en el año 2019 por la empresa Mordor Intelligence, donde se analiza el crecimiento del mercado de ácido esteárico a nivel mundial, realizando conjuntamente un pronóstico a futuro (2021 - 2026), se determinó que se esperará una tasa de crecimiento anual compuesto (CAGR - Compound Annual Grow Rate) del 5,5% (32). Este valor permite conocer la tasa de retorno que alcanza cierta inversión durante un período de tiempo determinado. Sin embargo, como se observa en la Figura 1.17, Argentina presenta una velocidad de crecimiento baja con respecto al resto del mundo.



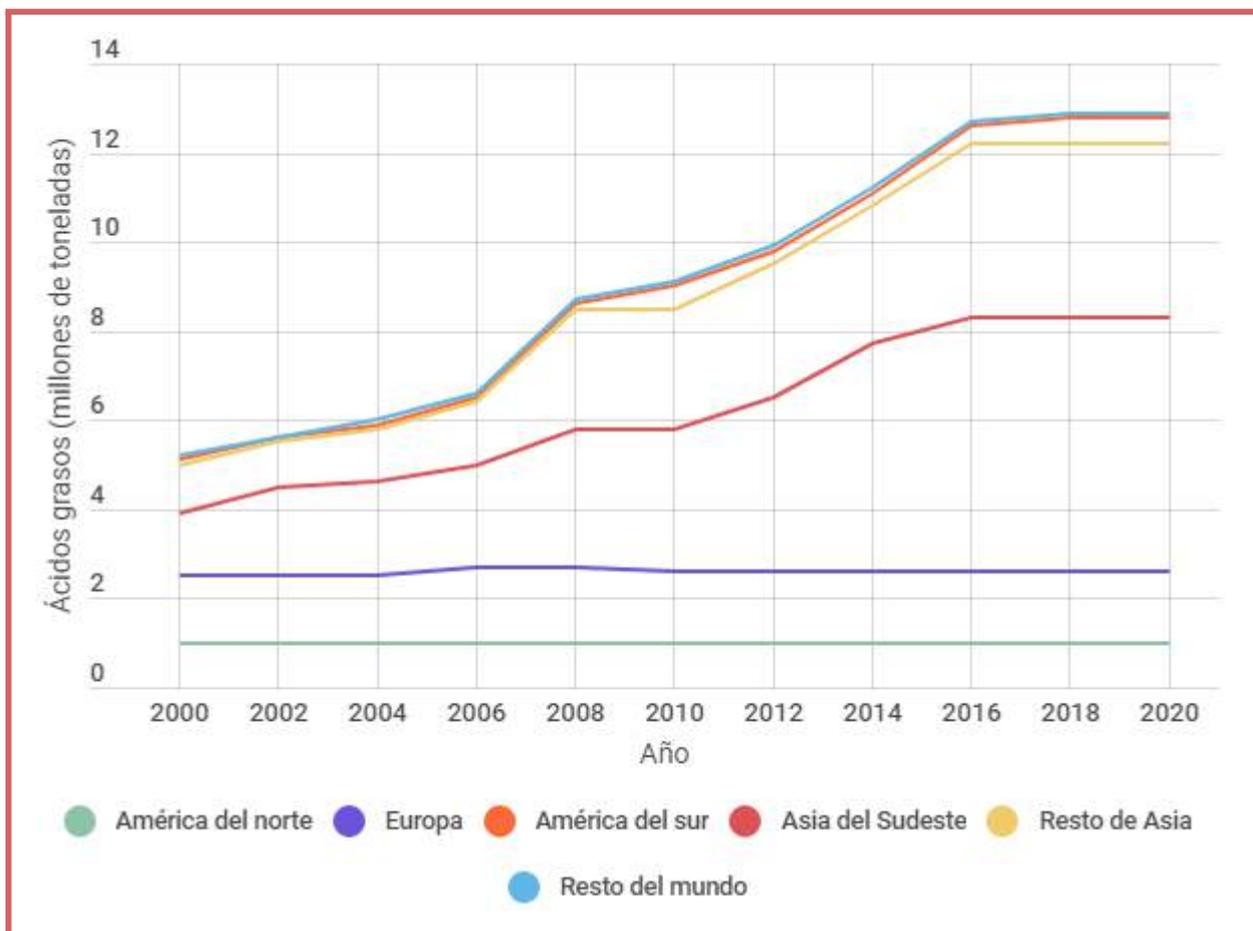
**Figura 1.17** - Velocidad de crecimiento del mercado de ácido esteárico en el mundo. (32)

Un estudio, realizado por la empresa Grand View Research, reporta que la demanda global de ácido esteárico en el año 2014 fue de unos 5.744,3 kilotoneladas, siendo Asia la región que abastece el 42,7% de la demanda, debido a su rápida industrialización. (33)

En 2015, la producción global de ácido oleico alcanzó los 7.600 kilotoneladas promediando un crecimiento del 4,1% anual desde 2011, según la consultora Markets and Research, siendo América del Norte, Europa y Japón los principales consumidores de dicho producto (su participación en el consumo es del 65%). A futuro se espera que el mercado crezca a una tasa CAGR del 4,1% anual entre 2020 y 2025. (34)

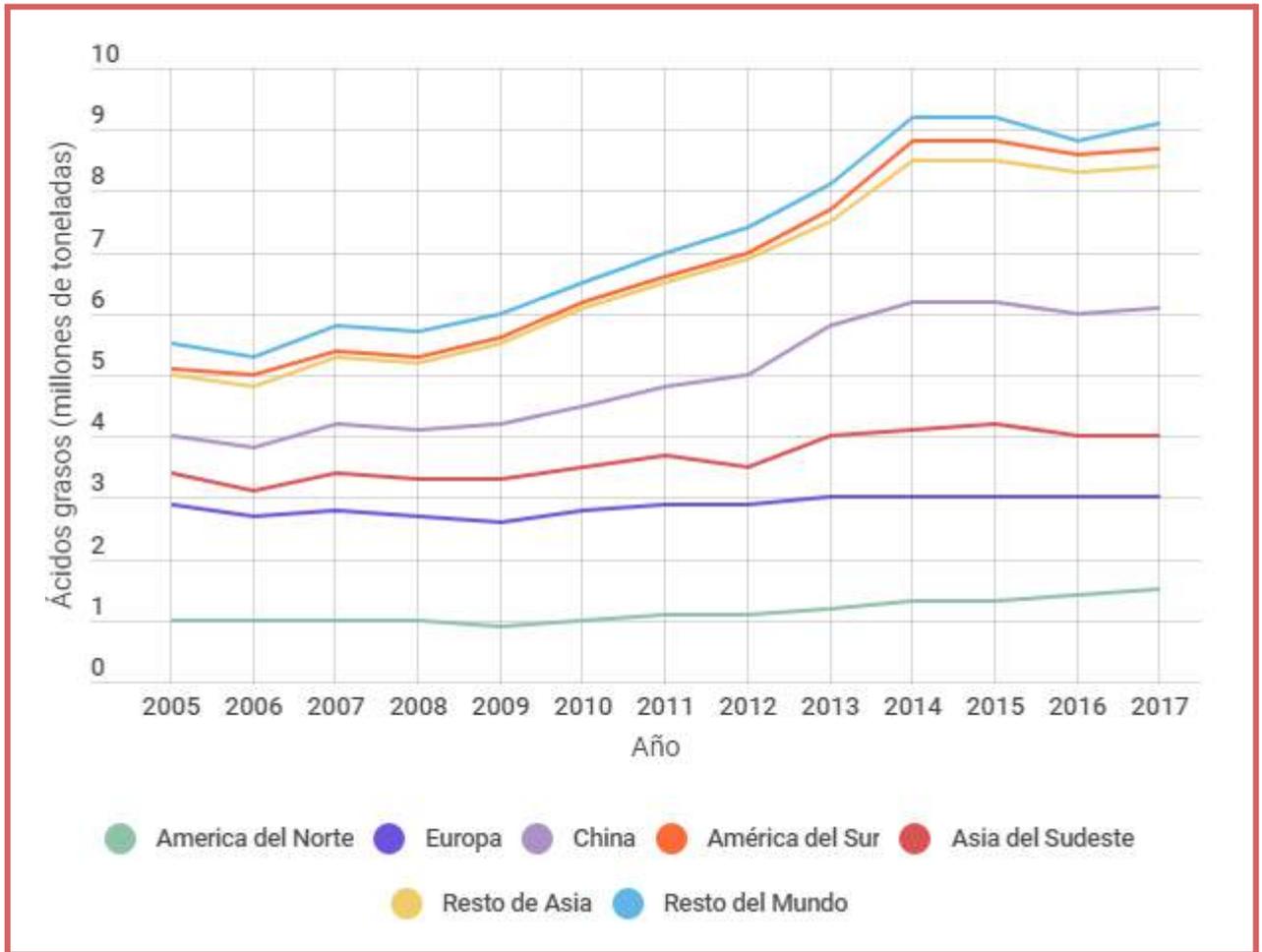
Hasta este punto es posible establecer las similitudes existentes entre el mercado de ácido esteárico y el mercado de ácido oleico, alcanzando niveles de producción global y tasas de crecimiento anual compuesto comparables.

Por otra parte, se cuenta con la información de la empresa “LMC International” (35), donde se resumen el consumo de ácidos grasos (Figura 1.18) y la producción a nivel global de los mismos (Figura 1.19).



**Figura 1.18** - Consumo de ácidos grasos en el mundo.

A partir de la Figura 1.18 se observa que tanto Europa como América del Norte presentan un crecimiento más paulatino que en el resto de las regiones. En cambio, en América del Sur junto con Asia y el resto del mundo, se aprecia un mayor crecimiento en la demanda de los ácidos grasos.



**Figura 1.19** - Producción de ácidos grasos en el mundo.

En relación con lo antes mencionado, a partir de la Figura 1.19, se puede concluir que no solo los potenciales clientes son tanto de la región como del resto del mundo, sino que además en relación con los productores (es decir, potenciales competidores) los mismos no se hallan en el ámbito nacional, con la salvedad de Materia Hnos. Lo cual presenta un escenario muy favorable para el propósito de este proyecto.

En cuanto a los monoglicéridos y diglicéridos, su creciente uso como emulsificante en productos de cuidado personal impulsa la expansión de su mercado. Estados Unidos tiene el mercado de emulsificantes más grande, seguido de Europa, y en conjunto representan el 65% en términos de volumen (36). Sin embargo, en este proyecto en concreto, su producción quedará determinada principalmente por la glicerina que pueda generarse del proceso de obtención de ácidos grasos, dado que la misma deberá emplearse en exceso para la síntesis de la mezcla de monoglicéridos y diglicéridos. Por esto, resulta de gran importancia hallar una relación conveniente entre ambos procesos (obtención de ácidos grasos y obtención de monoglicéridos y diglicéridos) que permita abastecer al mercado, en principio, a nivel nacional y determinar de esta manera la capacidad nominal de la planta.

### 1.6.3 Capacidad de producción nominal

En lo respectivo a la disponibilidad de materia prima, en Argentina se producen 720 mil toneladas anuales de sebo vacuno, lo cual fue analizado en la Sección 1.2.3 del presente capítulo. Es importante definir la capacidad productiva de la planta no solo en función de la cantidad de productos que se desea obtener sino que se debe considerar si la industria de subproductos vacunos es capaz de proveer la materia prima necesaria para alcanzar el nivel de producción estipulado.

En resumen, si bien el mercado nacional de ácidos grasos se encuentra en expansión, la tasa de crecimiento es baja en comparación con otras regiones. Además, se debe tener en cuenta que los principales consumidores de estos productos se encuentran en Estados Unidos, Europa y Asia. No obstante, solo existe un potencial competidor a nivel nacional y se cuenta con una amplia disponibilidad de materia prima. Finalmente, la producción de monoglicéridos y diglicéridos quedará sujeta al proceso de obtención de ácidos grasos.

En función de lo analizado se propone que la capacidad nominal de la planta sea de 38 kilotoneladas anuales.

### 1.6.4 Ubicación de la planta

Teniendo en cuenta las características del proceso productivo y la capacidad de producción de la planta, es necesario emplear tecnología y equipamiento de gran tamaño, los cuales representan en conjunto una superficie significativa. Además, los riesgos que los distintos sectores operativos exigen que la planta se establezca en un sector alejado de zonas residenciales. Partiendo de estos dos factores, se concluye que la planta debe instalarse en las inmediaciones de un parque industrial, es decir, en un espacio territorial especialmente planificado para el desarrollo de actividades de alta complejidad. Instalarse en uno de estos predios presenta diversas ventajas como:

➔ **Infraestructurales:** disponibilidad de servicios de acuerdo a los requerimientos del proceso ya sea redes de media tensión, suministro de agua y gas natural, incluso la conexión a internet mediante cableado de fibra óptica. Por otro lado, las inmediaciones cuentan con alumbrado, caminos preparados para el tránsito de vehículos con carga, servicios de seguridad y salud, y en algunos casos, áreas comunes para convenciones.

➔ **Económicos:** la posibilidad de interactuar con otras empresas del parque permite que se complementen productivamente, encontrando posibles proveedores o clientes, reduciendo así el costo de transporte. Además, dada la magnitud de estos emplazamientos podría realizarse una ampliación dentro del mismo parque si fuera necesario, lo cual favorece la rentabilidad de la inversión.

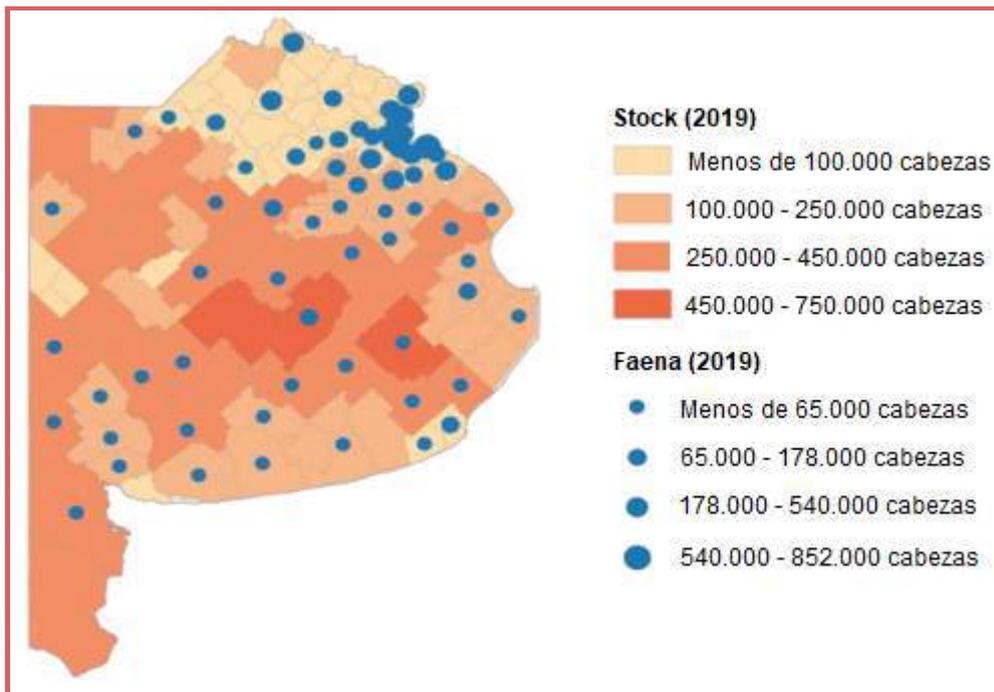
Por otro lado, y de acuerdo al sector del país del que se trate existen diversas leyes provinciales para la promoción industrial que otorgan beneficios como exenciones de diversos impuestos por determinados períodos, accesos a financiamientos, descuentos en servicios, y acceso a inmuebles.

De acuerdo a la Coordinación de Parques Industriales del Ministerio de Producción de la Nación, actualmente existen 405 parques industriales en Argentina, en el cual funcionan un total de 8.000 empresas (37) dando lugar a 240 mil puestos de trabajo (38). La zona centro del país es la que cuenta con la mayor concentración tanto de parques como de empresas, siendo 248 predios de los cuales el 60% presenta una alta

ocupación (37). De este sector, se destaca la provincia de Buenos Aires, territorio con la mayor cantidad de parques del país, en el que se pueden encontrar 145 complejos (39) y que continúa en constante crecimiento.

En cuanto a la producción de ácidos grasos a partir de sebo bovino en el país, el único competidor directo es Materia Hnos. Sus instalaciones se encuentran ubicadas al este de la provincia de Buenos Aires, en la ciudad de Mar del Plata. En el caso de la mezcla de glicéridos, el principal productor en el país es Alpha C.I.S.A., cuya planta se encuentra en la capital de la provincia de Córdoba. Por lo que al evaluar una ubicación estratégica para la planta del presente proyecto, una decisión conveniente sería establecerse en un sector alejado de dichas ciudades. La elección de la zona adecuada depende entonces, de la cercanía a los proveedores de materia prima y potenciales clientes.

En Argentina, la región central concentra más del 60% del stock ganadero (40), y si bien la faena se distribuye en casi todo el país, la provincia de Buenos Aires concentra más de la mitad, seguida por Santa Fe y Córdoba. Debido a la proximidad a los principales puertos y centros logísticos, y a la concentración del consumo como centro urbano, la provincia de Buenos Aires cuenta con las principales plantas frigoríficas, es decir, los principales proveedores de materia prima. Como puede apreciarse en el mapa de la Figura 1.20, la actividad faenadora se concentra en la zona noreste de la provincia, en particular en el conurbano bonaerense. De esta manera se considera como el sector propicio para la ubicación de la planta.



**Figura 1.20** - Distribución de ganado y faena en la provincia de Buenos Aires. (41)

La región metropolitana de Buenos Aires, se clasifica en tres zonas principales, zona norte, zona oeste y zona sur. La primera de ellas, la zona norte, cuenta con 17 parques industriales en los que se encuentran 485 empresas instaladas (39), siendo de esta manera el sector con mayor superficie de parques en la región metropolitana. Esto resulta beneficioso al facilitar la interacción entre las distintas empresas allí instaladas, reduciendo costos de transporte e impulsando la implementación de nuevas tecnologías. Teniendo esto en cuenta, realizar el emplazamiento de la planta de este proyecto en esta zona permite la cercanía a una gran cantidad y variedad de empresas que pueden representar potenciales clientes.

De los 17 parques de esta zona, se decide ubicar la planta de producción de ácidos grasos en el Parque Industrial Pilar. Este es el de mayor superficie del país y se encuentra en la ruta nacional 8, en cercanías de la ruta 9 y de la nueva autovía 6, que une el puerto de Zárate con el puerto de La Plata como puede verse en la Figura 1.21. La proximidad a rutas y puertos contribuyen a disminuir el tránsito pesado en las ciudades, facilita la distribución hacia el resto del país y constituye una importante ventaja frente a una posible exportación de los productos.



**Figura 1.21** - Ubicación del Parque Industrial Pilar. (39)

El parque está conformado por 200 empresas que dan lugar a aproximadamente 22.000 puestos de trabajo (42). Además, el parque cuenta con red de media tensión, suministro de agua y gas natural, servicio de balanza pública, accesos pavimentados, sistema de alcantarillado, alumbrado público, acceso de transporte público de distintas líneas, mantenimiento y limpieza periódica de las áreas comunes, señalizaciones de tránsito correspondiente, específicamente aquella necesaria para favorecer la circulación del tránsito pesado.

Por último, dentro del predio se encuentra una sede de la Universidad Tecnológica Nacional (UTN), la cual brinda educación terciaria, en especial capacitación técnica en el parque industrial en cuanto a procesos industriales y mantenimiento de industrias. Y en busca de que las empresas cuenten con personal técnico calificado y favorezcan la inserción laboral de los egresados, el parque ofrece un sistema de pasantías a diversas universidades y escuelas técnicas de la zona.

## 1.7 Marco legal y normativas

Todo proyecto de esta magnitud debe respetar y cumplir con ciertas legislaciones tanto nacionales, provinciales como locales. Además, lograr certificaciones de normas internacionales le otorga cierto prestigio frente a la competencia y genera confiabilidad de los clientes.

Dentro de las leyes, se debe considerar la Ley N° 5965: Ley de protección a las fuentes de provisión y a los cursos y cuerpos receptores de agua y a la atmósfera (Art 2 y Art 6 en especial) (43), debido a que, en la planta se emiten vapores de cocción del proceso de rendering y efluentes líquidos contaminantes, producto de distintas etapas del proceso. Para cumplimentar dicha ley deben realizarse tratamientos acordes sobre los efluentes mencionados.

Por su parte el Decreto 4238/68 (44) establece los lineamientos para la inspección de productos, subproductos y derivados de origen animal. Particularmente el Capítulo XXIV está destinado a los establecimientos elaboradores de subproductos incomedibles y su depósito. En esta clasificación entran las harinas de hueso y carne (expeller), un subproducto con valor comercial para este proyecto. Es por esto que para su producción se deben contemplar las exigencias del decreto en términos del contenido de humedad, proteínas y grasas del expeller.

El Código Alimentario Argentino (CAA) en su Artículo 1398 (45) establece requisitos en cuanto al contenido de metales pesados, humedad, cenizas, glicerol libre, entre otros, para productos que se emplean como aditivos alimentarios. En esta categoría se encuentra la mezcla de glicéridos que se propone producir en la planta del presente proyecto.

En cuanto a las normas internacionales, se destacan las ISO (International Organization for Standardization). Se trata de documentos en los cuales se detallan diversos requerimientos, si las empresas logran certificar dichas normas, garantizan que los productos ofrecidos y el proceso productivo cumplen ciertos estándares. Su implementación permite minimizar errores, favorecer la productividad y reducir costos. Además, dan lugar a un fácil acceso a mercados nacionales e internacionales, y otorgan a la sociedad la garantía de que se trata de procesos seguros y productos de calidad. Dentro de las normas ISO, las principales, o bien las más empleadas, son la ISO 9001 para asegurar la calidad de los productos, y la 14001 para gestionar y minimizar los riesgos ambientales de la actividad productiva. También se encuentra la OHSAS 18001 desarrollada la Institución Británica en colaboración con ISO. Esta norma establece una serie de requisitos para garantizar la salud ocupacional y la seguridad industrial, buscando minimizar los riesgos laborales.

## 1.8 Justificación preliminar del proyecto

El proyecto de diseño de una planta de producción de ácidos grasos y una mezcla de mono y diglicéridos a partir de sebo bovino es una propuesta viable de ser llevada a cabo en nuestro país. La amplia disponibilidad de materias primas ubicando a la empresa en la zona principal de las plantas faenadoras, su bajo costo dado que se trata de un material que de no usarse sería considerado residuo, y debido a esto último el impacto favorable sobre el medio ambiente, hacen a esta planta una alternativa factible.

Además, el aumento previsto de la actividad ganadera, la presencia de un único competidor nacional respecto a cada producto y pocos competidores a nivel internacional, posiciona a Argentina como un importante productor regional y representa una invitación a este mercado aún sin desarrollar.

## 1.9 Referencias

- (1) Garriz, C.A. (2012) *Rendimientos, peso, composición de res y cortes vacunos en la Argentina. Efectos del genotipo, edad y peso vivo de faena. ¿Producir carne con la raza criolla argentina?*. Sitio Argentino de Producción Animal. Buenos Aires, Argentina. [http://www.produccion-animal.com.ar/informacion\\_tecnica/raza\\_criolla/65-criollo\\_Garriz.pdf](http://www.produccion-animal.com.ar/informacion_tecnica/raza_criolla/65-criollo_Garriz.pdf)
- (2) Aguiar M.E., Fellows C.E., Filho, D.M., Lameira V.J., Pereira R. G., Quelhas O. L. G., Tulcan, O.E.P.(2012). *Sustainability and mitigation of greenhouse gases using ethyl beef tallow biodiesel in energy generation*. Journal of Cleaner Production 29-30, pp 269-276. Table 2. Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2012.01.007>
- (3) Assis, J., Guimarães, P., Mendonça, D., Pontes, L., Santos,I., Teixeira, L., Teixeira, J. (2009) *Comparison between conventional and ultrasonic preparation of beef tallow biodiesel*. Fuel Processing Technology 90. pp. 1164–1166. Elsevier B.V. Salvador, Bahía, Brasil. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2009.05.008>
- (4) López, D. E., Mullins, J. C., & Bruce, D. A. (2010). *Energy Life Cycle Assessment for the Production of Biodiesel from Rendered Lipids in the United States*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 49(5), 2419–2432. doi: <https://doi.org/10.1021/ie900884x>
- (5) Ritchie, H. (2020). *Meat and Dairy Production*. Our World in Data. Global Change Data Lab. Gales e Inglaterra. <https://ourworldindata.org/meat-production>
- (6) Holgado, F. (2019) *El Bovino Criollo Argentino. Principales Características*. Instituto de Investigación Animal del Chaco Semiárido – INTA. Agropost Número 161 Consejo de los Profesionales del Agro, Alimentos y Agroindustria. Buenos Aires, Argentina. <http://cpia.org.ar/agropost/nota/56>
- (7) Área de Información Económica y Estadística (2020). *Faena y producción de carne vacuna*. Instituto de Promoción de la Carne Vacuna Argentina. pp. 3. Tabla 1. Buenos Aires, Argentina. [http://www.ipcva.com.ar/documentos/2087\\_1580302414\\_informedefaenayproduccion4trimestre2019.pdf](http://www.ipcva.com.ar/documentos/2087_1580302414_informedefaenayproduccion4trimestre2019.pdf)
- (8) Schiariti, M.A. (2020). *Informe económico mensual. Documento N° 229*. Cámara De La Industria Y Comercio De Carnes Y Derivados De La República Argentina. pp.1. Buenos Aires, Argentina. <http://cicra.com.ar/wp-content/uploads/2020/10/Inf-No-229-2020-febrero.pdf>
- (9) ABC-CECA. (2020). *Precios de Sebos y Expellers Al 20/03/2020. Sebos, Harinas Y Expellers*. Consorcio de Exportadores de Carnes Argentinas. Buenos Aires, Argentina. <http://www.abc-consorcio.com.ar/Estadisticas/seccion/91/sebos-harinas-expellers.html>
- (10) Contardi, I. Ingeniero Químico en el Departamento de Calidad Frigorífico Alberdi S.A., Planta Industrial, Entre Ríos, Argentina. ignaciocontardi@falberdi.com. <http://www.falberdi.com/>
- (11) Bockish, M. (1998). *Composition, structure, physical data, and chemical reactions of fats and oils, their derivatives, and their associates*. Fats and oils handbook, 53-120 Tables 2.3, 2.4, 2.5, 2.16 . Hamburg, Germany. Elsevier Inc.

- (12) Materia (2012). *Nuestros Productos*. Productos y Procesos. Materia Hnos. S.A.C.I.F. Mar del Plata, Argentina. <https://www.materiaoleochemicals.com/productos-y-procesos/>
- (13) Lucini Mas, A., Eimer, G. A., & Ferrero, G. O. (2017). *Diseño de biocatalizador para la producción continua de mono y diglicéridos*. CONICET, Córdoba, Argentina. [https://ri.conicet.gov.ar/bitstream/handle/11336/45586/CONICET\\_Digital\\_Nro.AG108-474-478.pdf?sequence=5&isAllowed=y](https://ri.conicet.gov.ar/bitstream/handle/11336/45586/CONICET_Digital_Nro.AG108-474-478.pdf?sequence=5&isAllowed=y)
- (14) Ferretti, C. A., (2010). *Valoración catalítica de glicerol: síntesis de monoglicéridos*. Tesis doctoral. Universidad Nacional del Litoral. pp I-23. Santa Fe, Argentina. <https://bibliotecavirtual.unl.edu.ar:8443/handle/11185/236>
- (15) Alpha (2017). *Modigly "C". Mono-diglicéridos*. Alpha División Emulsionantes. Alpha C.I.S.A. Córdoba, Argentina. <http://www.alphacisa.com.ar/docs/Modigly-C.pdf>
- (16) Oleoline (2019). Reports. Oleochemical Market Report. The Independent Oleo Reporter. Causeway Bay, Hong Kong. <https://www.oleoline.com/products/Oleochemical-Market-Report-4.html>
- (17) Smart Ingredients and Specialties Private Limited (2021). Industrial Chemicals & Supplies. IndiaMART InterMESH Ltd. Noida, India. <https://www.indiamart.com/proddetail/mono-di-glycerides-14114228791.html>
- (18) Suppes, G.J. (2010). *11- Glycerol Technology Options for Biodiesel Industry*. Department of Chemical Engineering, University of Missouri. The Biodiesel Handbook. Segunda Edición. AOCS Press, p.p. 439-455, Columbia, Missouri, Estados Unidos. <https://doi.org/10.1016/B978-1-893997-62-2.50016-4>
- (19) FEDNA (2011). *Aplicaciones. Tablas FEDNA, composición de alimentos y valor nutritivo*. Fundación Española para el Desarrollo de la Nutrición Animal. España. [http://www.fundacionfedna.org/ingredientes\\_para\\_piensos/harina-de-carne-441528-actualizado-nov-2011](http://www.fundacionfedna.org/ingredientes_para_piensos/harina-de-carne-441528-actualizado-nov-2011)
- (20) Ockerman, H. W., & Basu, L. (2014). *BY-PRODUCTS. Inedible. Encyclopedia of Meat Sciences, 125–136*. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-384731-7.00032-5>
- (21) Ramgras (1999). Productos. Harinas de carne y hueso. Ramgras. Buenos Aires, Argentina. [http://ramgras.com.ar/es/productos\\_harinas.php](http://ramgras.com.ar/es/productos_harinas.php)
- (22) Bennett, R.P. (1927). *Dry-rendering of animal products*. Oil Fat Ind, 4, p. 275 – 283.
- (23) Shahidi, F., (2005). *Bailey's industrial oil and fat products*. Sexta edición. New Jersey, Estados Unidos: John Wiley & Sons, Inc.
- (24) INAC. (2014). *Tratamiento de restos de faena-desosado, elaboración subproductos*. Proceso Industrial. Calidad. Funciones. Instituto Nacional de Carnes. Montevideo, Uruguay. [https://www.inac.uy/innovaportal/file/10514/1/subproductos\\_modulo\\_5.pdf](https://www.inac.uy/innovaportal/file/10514/1/subproductos_modulo_5.pdf)
- (25) Sharma et al. (2013). *Animal fat-Processing and Its Quality Control*. *J Food Process Technol*, 4 (8). <http://dx.doi.org/10.4172/2157-7110.1000252>

- (26) Fernández Long, G. (2015) *La Refinación Física en el Procesamiento de Aceites Tradicionales*. Cursos Cortos Sobre Refinación. World Congress On Oil & Fats. Asociación Argentina de Grasas y Aceites. Rosario, Santa Fe, Argentina. [https://www.asaga.org.ar/descargas/material/CURSO\\_REFINACION/REF6\\_FernandezLong.pdf](https://www.asaga.org.ar/descargas/material/CURSO_REFINACION/REF6_FernandezLong.pdf)
- (27) Ngaosuwan, K., Lotero, E., Suwannakarn, K., Goodwin, J. G., & Praserthdam, P. (2009). *Hydrolysis of Triglycerides Using Solid Acid Catalysts*. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 48(10), 4757–4767. <https://doi.org/10.1021/ie8013988>
- (28) Astudillo Montañez A., (2008). *Tecnologías para la obtención de oleoquímicos provenientes del aceite de palmiste*. Boletín técnico N° 24 del Centro de Investigación en Palma de Aceite (CENIPALMA). Bogotá, Colombia: Molher Impresores Ltda.
- (29) Barnebey, H. L., (1948). *Continuous Fat Splitting Plants Using the Colgate-Emery Process*. *The Journal of the American Oil Chemists' Society*, p. 95 – 99.
- (30) Gervajio, G. C., Withana-Gamage, T. S., & Sivakumar, M. (2020). *Fatty Acids and Derivatives from Coconut Oil*. *Bailey's Industrial Oil and Fat Products*, 1–45. <https://doi.org/10.1002/047167849X.bio039.pub2>
- (31) Kellens, M., Gibon, V., Hendrix, M., & De Greyt, W. (2007). *Palm oil fractionation*. *European Journal of Lipid Science and Technology*, 109(4), 336–349. <https://doi.org/10.1002/ejlt.200600309>
- (32) Mordor Intelligence. (2021). *Industry Reports. Natural Fatty Acids Market*. Mordor Intelligence. Telangana, India. <https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/natural-fatty-acids-market>
- (33) Grand View Research. (2016). *Insights. Press Room. Stearic Acid Market Size Worth \$11.01 Billion By 2022. CAGR: 4.5%*. Grand View Research, Inc. California, Estados Unidos. <https://www.grandviewresearch.com/press-release/global-stearic-acid-market>
- (34) Markets and Research.biz. (2020) *Global Oleic Acid (CAS 112-80-1) Market 2020 by Manufacturers, Regions, Type and Application, Forecast to 2026*. Markets and Research.biz. Pune, MH, India. <https://www.marketsandresearch.biz/report/41992/global-oleic-acid-cas-112-80-1-market-2020-by-manufacturers-regions-type-and-application-forecast-to-2026>
- (35) Midgley, C. (2017). *The World Oleochemical Industry*. LMC International. Kuala Lumpur, Malasia. [https://www.klkoleo.com/sites/default/files/OS20-The%20Profitability%20of%20the%20World%20Oleochemical%20Industry%20\(PPT\).pdf](https://www.klkoleo.com/sites/default/files/OS20-The%20Profitability%20of%20the%20World%20Oleochemical%20Industry%20(PPT).pdf)
- (36) Cetina Medina, D. M., (2010). *Estudio de la glicerólisis de trioleína para la producción de monoglicéridos vía enzimática con lipasas de Candida Rugosa y de Mucor Miehei*. Tesis de Magister. Universidad Nacional de Colombia. Manizales, Colombia.
- (37) Red Parques. (2020). *Parques Industriales del País*. Infografía. Red Parques. Desarrollo Industrial Argentino. Buenos Aires, Argentina. <http://www.redparques.com.ar/parques-industriales/>
- (38) Faigenbaum, H. (2018). *La Visión de los Líderes VI. Los Parques Industriales y el Desarrollo Productivo: Situación Actual y Perspectivas*. Cushman & Wakefield. Buenos Aires, Argentina.

<https://cushwakeargentina.com/lvl-vi-los-parques-industriales-y-el-desarrollo-productivo-situacion-actual-y-perspectivas/>

(39) Faigenbaum, H. (2018). *Parques Industriales de Buenos Aires: La Hora de Crecer*. Cushman & Wakefield. Buenos Aires, Argentina. <https://cushwakeargentina.com/parques-industriales-de-buenos-aires-la-hora-de-crecer/>

(40) Akerman, C; Cardin, R. (2018). *Informe de Cadenas de Valor. Cárnica-Vacuna*. Año 3. Nro. 35. Secretaría de Política Económica. Subsecretaría de Programación Microeconómica. Ministerio de Hacienda. Buenos Aires, Argentina. <https://www.senado.gob.ar/upload/32029.pdf>

(41) Méndez, Y; Cardin, R; Gorzycki, R. (2020). *Buenos Aires. Informe Productivo Provincial. Cierre Estadístico año 2019*. Secretaría de Política Económica | Subsecretaría de Programación Regional y Sectorial. Ministerio de Economía. Buenos Aires, Argentina. [https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/informe\\_productivo\\_buenos-aires-09-2020.pdf](https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/informe_productivo_buenos-aires-09-2020.pdf)

(42) Administración P.I.P. (2020). *Historia. Hoy*. Consorcio de Propietarios. Parque Industrial Pilar. Pilar, Buenos Aires, Argentina. <https://www.parqueindustrialpilar.org.ar/mision>

(43) Ley N° 5965.(1958). Ley de protección a las fuentes de provisión y a los cursos y cuerpos receptores de agua y a la atmósfera. Senado y Cámara de Diputados de la Provincia de Buenos Aires. 20 noviembre 1958. Buenos Aires, Argentina. <http://www.opds.gba.gov.ar/sites/default/files/LEY%205965.pdf>

(44) Decreto 4238 (1968). Reglamento de Inspección de productos, subproductos y derivados de origen animal. Buenos Aires, 19 de julio de 1968. Secretaría de Agricultura y Ganadería. <http://www.senasa.gob.ar/decreto-423868>

(45) ANMAT (2020). *Aditivos Alimentarios*. Capítulo XVIII. Código Alimentario Argentino. Administración Nacional de Medicamentos, Alimentos y Tecnología Médica. Ministerio de Salud. Argentina. [http://www.anmat.gov.ar/webanmat/codigoa/CAPITULO\\_XVIII\\_Aditivos\(actualiz-2009-10\).pdf](http://www.anmat.gov.ar/webanmat/codigoa/CAPITULO_XVIII_Aditivos(actualiz-2009-10).pdf)

## 1.10 Bibliografía

- Aditivos Alimentarios (2021). Antioxidantes y emulsionantes. Ésteres de mono y diglicéridos de ácidos grasos. <https://www.aditivos-alimentarios.com/p/aviso-legal.html>
- Alpha C.I.S.A. (2017). Productos. Monoglicéridos 40%. Alpha C.I.S.A. Río Tercero, Córdoba. <http://www.alphacisa.com.ar/productos.html>
- C.E.P.I.P. (2020). *Educación*. Cámara Empresaria Parque Industrial Pilar. Pilar, Buenos Aires, Argentina. <http://c1381025.ferozo.com/educacion/>
- Cailà & Parés (2017). Productos. Ácidos grasos fraccionados. Cailà & Parés. Barcelona, España. <https://cailapares.com/acido-palmitico/>
- Cámara Argentina de Productos Químicos (2020). Servicios. Cámara Argentina de Productos Químicos. Buenos Aires, Argentina. <https://camaraquimica.org.ar/servicios/>
- Centauro Alpha (2016). Productos. Ácido Esteárico. Centauro Alpha SRL. Buenos Aires, Argentina. <https://www.centauroalpha.com.ar/productos-quimicos/acido-estearico.html>
- Da Cunha, M. E., Krause, L. C., Moraes, M. S. A., Faccini, C. S., Jacques, R. A., Almeida, S. R., Caramão, E. B. (2009). *Beef tallow biodiesel produced in a pilot scale*. Fuel Processing Technology, 90(4), 570-575. Chemistry Institute. Federal University of Rio Grande do Sul. Porto Alegre, RS, Brasil. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2009.01.001>
- Dergal, S., (2006). *Química de los alimentos*. Cuarta Edición. Pearson Educación. México
- Douglas P. Anderson, (2006). "Rendering operations". En: David L. Meeker. *Essential rendering*. Virginia: Kirby Lithographic Company, Inc., p. 31 – 52.
- Grupo Pochteca (2015). Productos. Ácido Palmítico. Pochteca. México. <https://www.pochteca.com.mx/productosmp/acido-palmitico/>
- Herrera, I., de la Rúa, C., Caldés, N., Lechón, Y. (2016). *Análisis del ciclo de vida del proceso de producción de biodiesel a partir de un mix de materias primas grasas en la empresa Alcoholes del Uruguay ALUR*. CIEMAT, España. [https://www.miem.gub.uy/sites/default/files/04\\_-\\_acv\\_bd\\_alur\\_version\\_final.pdf](https://www.miem.gub.uy/sites/default/files/04_-_acv_bd_alur_version_final.pdf)
- Interfat Natural Oils (2015). Productos. Ácidos grasos. INTERFAT. Barcelona, España. <https://www.interfat.com/es/productos/page/6/>
- ISOTools. (2020). *Normas ISO*. ISOTools Excellence. España. <https://www.isotools.org/normas>
- Lascaray Oleochemicals (2021). Productos. Ácidos grasos destilados. Lascaray S.A. Vitoria, España. <https://www.lascaray.com/productos-lascaray-s-a/acidos-grasos-destilados/>
- López, J. C., Aguado Castañeda, J. (2015). *Propuesta de un plan de manejo ambiental aplicado a la empresa "Procesadora de Materias Primas S.A." bajo los lineamientos del sistema de gestión ambiental*.

Proyecto Curricular de Ingeniería Industrial, Universidad Distrital Francisco José de Caldas. <https://repository.udistrital.edu.co/bitstream/handle/11349/2861/AguadoCasta%F1edaJamesEdward2015.pdf?sequence=1>

Mateos S.L. (2017). Productos oleoquímicos. Ácido esteárico. Mateos. Valladolid, España. <https://mateossl.es/acido-estearico/>

Padilla, A., Marcano, E. E., Castillo, M., Padilla, D. (2015) *Transformación de sebo de canal bovino y aceite de palma reciclado en jabones de tocador*. Revista Agricultura Andina. Vol. 21. Universidad de Los Andes. Mérida, Venezuela. <http://www.saber.ula.ve/handle/123456789/43101>

Rotsztein de Cymeryng, F. (1961). *Composición de mezclas de glicéridos ricos en monoglicéridos : Influencia de las condiciones operatorias de obtención, ensayos de acetilación*. Tesis de Doctorado en Ciencias Químicas de la Universidad de Buenos Aires. [https://bibliotecadigital.exactas.uba.ar/download/tesis/tesis\\_n1093\\_RotszteindeCymeryng.pdf](https://bibliotecadigital.exactas.uba.ar/download/tesis/tesis_n1093_RotszteindeCymeryng.pdf)

San Martín Ederra, F. J., (2018). *Solicitud de autorización ambiental integrada y evaluación del impacto ambiental*. Pamplona, España.

## Anexo I

Las características fisicoquímicas de compuestos como los ácidos grasos o el sebo, pueden describirse a partir de valores como el índice de acidez, de saponificación y de Iodo.(11)

### ➔ Índice de Acidez (IA)

El índice de acidez determina la cantidad de ácidos grasos libres presentes en una grasa.

Usualmente la muestra se disuelve en un solvente orgánico y es titulada con una solución 0.1 N de hidróxido de sodio, utilizando fenolftaleína como indicador colorimétrico. En la práctica, por ejemplo en la operación diaria de una refinería el KOH suele ser reemplazado por NaOH, debido a su menor costo.

$$IA = \frac{(S - B) \cdot N \cdot (56,1)}{W}$$

siendo S: solución alcalina estándar que se utiliza para titular la muestra (ml),

B: solución alcalina estándar que se utiliza para titular la solución en blanco (ml)

N: normalidad de la solución alcalina estándar

W: peso de la muestra (g)

### ➔ Índice de Saponificación (IS)

El Índice de saponificación es la cantidad de base (en este caso mg de hidróxido de potasio) requerido para saponificar una cantidad determinada de grasa. Como todos los ácidos grasos enlazan una molécula de hidróxido de potasio, el índice de saponificación es indirectamente una medida del peso molecular promedio de los triglicéridos presentes en la grasa, y por lo tanto un número característico.

La grasa es saponificada con un exceso de hidróxido de potasio alcohólico. Una titulación con HCl permite obtener como resultado indirecto la cantidad de KOH consumido.

$$IS = \frac{(B - S) \cdot N \cdot (56,1)}{W}$$

siendo S: solución 0.5 N de HCl requerida para titular la muestra (ml),

B: solución 0.5 N de HCl requerida para titular la solución en blanco (ml)

N: normalidad de la solución de HCl

W: peso de la muestra (g)

### ➔ Índice de Iodo

El Índice de Iodo es una medida del número promedio de dobles enlaces presentes en una grasa.

Los dobles enlaces adquieren halógenos, con cada doble enlace consumiendo 1 mol de halógeno. El número promedio de dobles enlaces se obtiene del consumo de halógenos (en este caso Iodo). El agregado de Iodo no es cuantitativo, por lo tanto el resultado del análisis depende del método elegido para permitir una comparación de distintas muestras.

El método tradicional utiliza cloroformo o tetracloruro de carbono (ambos tóxicos) como solventes. La muestra de grasa se disuelve en el solvente, y se agrega una determinada cantidad de solución de Iodo.

Luego de un tiempo de reacción de alrededor de 30 minutos, el Iodo en exceso es titulado con una solución de tiosulfato de sodio y de esta forma, se mide indirectamente la cantidad de Iodo consumido.

$$I = \frac{(S - B) \cdot N \cdot (12,69)}{W}$$

siendo S: solución de tiosulfato de sodio para retrotitulación de la muestra (ml),  
 B: solución de tiosulfato de sodio para retrotitulación de la solución en blanco (ml)  
 N: normalidad de la solución de tiosulfato  
 W: peso de la muestra (g)

### ➔ Material Insaponificable (MI)

El material Insaponificable consiste en aquellas sustancias que se encuentran disueltas en grasas y no pueden ser saponificadas por el tratamiento cáustico usual. Estas sustancias son solubles en grasas y pueden ser, por ejemplo, alcoholes alifáticos, esteroides, pigmentos e hidrocarburos.

$$MI = \frac{R - (B + F) \cdot 100}{W}$$

siendo R: peso del residuo (g),  
 B: peso del blanco (g)  
 F: peso de los ácidos grasos (g)  
 W: peso de la muestra (g)

A photograph of a laboratory bench with various glassware. In the foreground, a round-bottom flask is mounted on a metal stand. To its right, a larger flask with a curved neck is also on a stand. The background shows a laboratory sink and shelves with other equipment. The image is overlaid with a large white number '02' and a white diagonal line.

# 02

*Análisis de  
Reacciones y  
Balances de Masa*

# 2

# Análisis de Reacciones y Balances de Masa

## 2.1 Introducción

Los procesos industriales de manufactura de productos químicos, involucran la transformación de la materia prima en condiciones que garanticen altas eficiencias. Este cambio conocido como reacción química es un fenómeno en el cual dos o más sustancias, los reactivos, al entrar en contacto sufren una modificación en su estructura al separarse ciertos enlaces atómicos de la molécula para dar lugar a nuevos compuestos, los productos. De esta manera, esta etapa es considerada la más importante e imprescindible del proceso productivo, sin la cual no sería posible cumplir el objetivo de obtención de productos.

El estudio de diversos factores como el sistema de reacción, la cinética y termodinámica de la misma y las condiciones fisicoquímicas de los reactivos, permiten determinar el camino más conveniente y económicamente favorable para poder obtener los productos con las características deseadas. Además, el análisis y la optimización de las reacciones químicas sientan las bases para lograr un buen diseño de reactor.

En el caso de la hidrólisis de triglicéridos es importante evaluar las condiciones en la cual ocurre la reacción dado que ambos reactivos son insolubles entre sí, buscando que se vea beneficiada la obtención de productos, los ácidos grasos. También, se deben determinar las características particulares y cantidades del agua a utilizar, así como la necesidad de emplear catalizadores para favorecer la cinética de reacción.

Por su parte, establecer ciertos parámetros en la glicerólisis de triglicéridos, como la pureza del glicerol, las cantidades necesarias de hidróxido de calcio como catalizador, así como el estudio de la velocidad de reacción y la termodinámica, permite dar lugar a la mezcla de glicéridos buscada.

Mediante el rendimiento de cada etapa del proceso es posible llevar a cabo el balance de masa de cada una de ellas, es decir, el estudio de la cantidad de materia y las corrientes que ingresan y salen de cada operación. Como resultado, se obtiene una estimación de la materia prima y los catalizadores necesarios, así como del total de productos que se pueden conseguir.

Como punto de partida al plantear un balance de masa, es recomendable realizar un diagrama de flujo del proceso industrial. En este esquema, cada operación del proceso se encuentra representada de manera secuencial mediante bloques, con los flujos de las respectivas corrientes de entrada y salida. De esta forma, se facilita tanto la visualización del proceso en su totalidad y por etapas, como la obtención de resultados coherentes en los balances.

## 2.2 Análisis de las reacciones involucradas

En forma general, en el presente proyecto tienen lugar dos transformaciones químicas principales. Por un lado y como objetivo primordial, se busca obtener ácidos grasos mediante un proceso de hidrólisis de los triglicéridos que forman el sebo vacuno. Por otro lado, se realiza una glicerólisis de dichos triglicéridos para producir una mezcla de mono y diglicéridos, aprovechando el glicerol que surge como subproducto de la hidrólisis.

### 2.2.1 Hidrólisis de triglicéridos

Las reacciones de hidrólisis de grasas animales y aceites producen gran cantidad de químicos de importancia en la industria oleoquímica tales como ácidos grasos, monoglicéridos, diglicéridos y glicerol. En la reacción global, los triglicéridos que componen la grasa se separan en ácidos grasos y glicerol, usualmente mediante el empleo de temperaturas y presiones elevadas en presencia de agua, lo cual permite romper los enlaces entre el ácido y el alcohol.

Sin embargo, la hidrólisis de triglicéridos no es una reacción sencilla sino que sucede en tres etapas consecutivas y reversibles como muestra la Figura 2.1. En la primera etapa, el triglicérido se transforma en diglicérido. Este último se convierte en monoglicérido en una segunda etapa y, finalmente, a partir de dicho monoglicérido se obtiene glicerol en la tercera etapa. Además, se produce un mol de ácidos grasos en cada etapa. Al ser reversibles, en el equilibrio se presentan diglicéridos y monoglicéridos junto a los ácidos grasos.

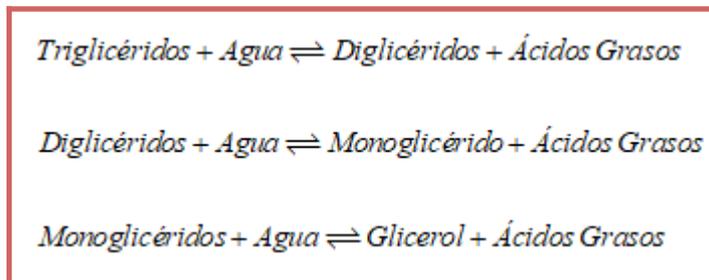


Figura 2.1 - Etapas de reacción de hidrólisis de triglicéridos.

Estequiométricamente, un mol de triglicéridos requiere tres moles de agua (relación molar aceite/agua 1:3) para dar lugar a tres moles de ácidos grasos y un mol de glicerol. Esta reacción se encuentra en equilibrio con la esterificación como puede observarse en la Figura 2.2, pero un exceso de agua da lugar a un desplazamiento hacia la obtención de los productos finales, ácidos grasos y glicerol.

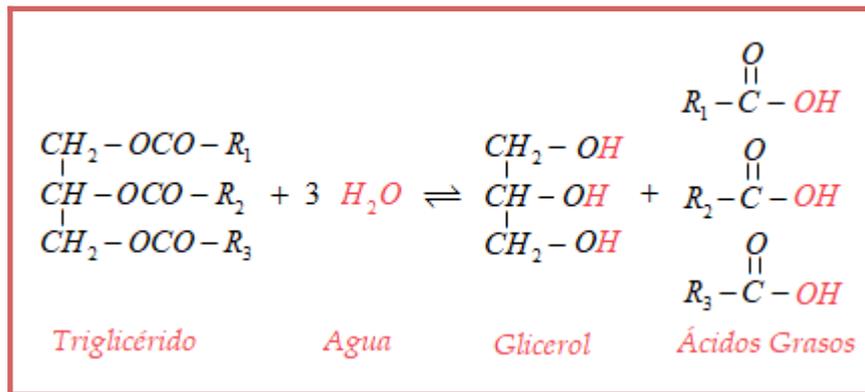


Figura 2.2 - Reacción global de hidrólisis de triglicéridos.

La obtención de ácidos grasos a partir de los triglicéridos del sebo vacuno, es un proceso más complejo que su reacción global. La hidrólisis sucede en un sistema dinámico donde las propiedades físicas se modifican constantemente e implica un delicado balance entre los siguientes factores:

- ➔ Sistema de reacción: exceso de agua y extracción de glicerol
- ➔ Propiedades físicas del agua: temperatura y presión
- ➔ Cinética de reacción: autocatálisis
- ➔ Termodinámica de reacción

### 2.2.1.1 Sistema de reacción

Dado que las grasas y el agua son inmiscibles, la hidrólisis de las grasas puede verse obstaculizada por problemas de solubilidad. Al ser la molécula de triglicérido hidrofóbica, el contacto entre las fases acuosa y orgánica es relativamente bajo. Luego de un período de reacción, el triglicérido se hidroliza de forma parcial, obteniéndose un ácido graso y diglicérido, o dos ácidos y un monoglicérido. Las moléculas de mono y diglicérido son menos hidrofóbicas que la de triglicérido y, por lo tanto, se mezclan aún más con el agua. Como resultado, estos glicéridos cumplen la función de emulsificantes y permiten el mezclado del triglicérido con el agua, lo cual facilita la reacción de hidrólisis.

Entonces, la hidrólisis es principalmente una reacción homogénea líquido-líquido que ocurre en la fase orgánica, y sólo una parte menor de la misma sucede en una etapa lenta que tiene lugar en la interfase entre el agua y la grasa. Al llevarse a cabo en un medio heterogéneo, se deben establecer dos procesos de transferencia de materiales de sentidos opuestos dentro y fuera de la interfase: 1) la difusión de las moléculas de agua hacia el interior de la fase orgánica; 2) la difusión de las moléculas de glicerol hacia la fase acuosa, para poder retirar el glicerol a medida que se produce.

Por lo tanto, el proceso de hidrolizar grasas utilizando agua puede definirse como una reacción química controlada de transferencia de masa. El grado de hidrólisis, es decir el desplazamiento del equilibrio de reacción hacia los productos deseados, varía con la concentración de agua y glicerol, y se incrementa si la cantidad inicial de agua aumenta. Por ejemplo, según lo obtenido por Sturzenegger y Sturm, durante la hidrólisis de sebo vacuno a 260 °C, el grado de hidrólisis a una relación molar grasa/agua de 1:3 y 1:60, fue de 52% y 93,9% respectivamente (1). Por su parte, el aumento en la concentración de glicerol presenta un

efecto adverso sobre el grado de hidrólisis, y esto puede evaluarse mediante la Ecuación 2.1 dada por Lascaray (2):

$$X_e = 1 - 0.8y_g \quad (0.8 \leq X_e \leq 1) \quad \text{Ecuación 2.1}$$

siendo  $X_e$  la conversión total o grado de hidrólisis, e  $y_g$  la fracción másica de glicerol en la fase acuosa en equilibrio. Esta ecuación permite obtener valores del grado de hidrólisis teniendo en cuenta la influencia de la concentración de glicerol.

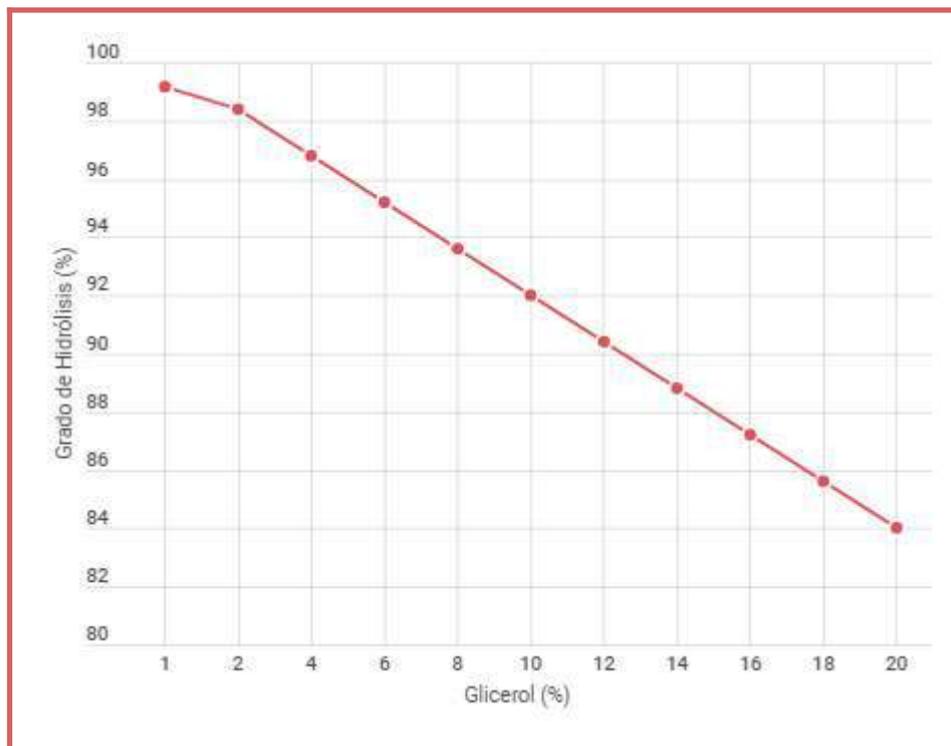


Figura 2.3 - Efecto de la concentración de glicerol sobre el grado de hidrólisis en el equilibrio. (2)

La Figura 2.3 muestra claramente que una posible estrategia de diseño sería extraer el glicerol de la fase orgánica para cambiar la posición de equilibrio hacia la dirección favorable de la hidrólisis, de aquí la importancia de los procesos industriales continuos a contracorriente como Colgate-Emery. Cabe destacar que los valores representados son independientes de la temperatura, del método de separación utilizado, de la presencia o no de catalizadores, e incluso de la naturaleza de la grasa empleada.

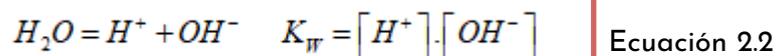
Al finalizar la reacción, los productos de la hidrólisis se encuentran distribuidos en dos fases. El glicerol queda retenido en la fase acuosa ubicada en la parte inferior, mientras que los glicéridos y los ácidos grasos permanecen en la fase orgánica en la parte superior.

### 2.2.1.2 Propiedades físicas del agua

El agua que permanece en estado líquido entre 100°C y 374 °C, y un rango de presión de 1 a 22,1 MPa (3), se denomina agua subcrítica y presenta propiedades únicas comparadas a las del agua a temperatura

ambiente. Por un lado, su constante dieléctrica ( $\epsilon$ ), es decir la medida de su polaridad, se reduce significativamente. En condiciones normales, tiene un valor de  $\epsilon=80$ , pero a una temperatura de 270 °C pasa a ser de  $\epsilon= 25$  (4), lo cual responde a la disminución en la eficacia de los enlaces de hidrógeno con el aumento de temperatura. Esto permite que el agua subcrítica sea un solvente adecuado para disolver compuestos orgánicos y de esta manera, evita los problemas asociados con el empleo de solventes orgánicos como inflamabilidad, contaminación de productos, y el costo adicional del tratamiento de los mismos para su disposición final.

Por su parte, el producto iónico ( $K_w$ ) es un parámetro que representa el grado de disociación del agua en sus protones hidrógeno e iones oxidrilos de acuerdo a la Ecuación 2.2:



Mientras que a temperatura ambiente el producto iónico es de  $K_w=10^{-14}$  mol<sup>2</sup>/kg<sup>2</sup>, para condiciones subcríticas alrededor de 250°C y 4 MPa, el valor aumenta a  $K_w=10^{-11}$  mol<sup>2</sup>/kg<sup>2</sup> (5). Al ser su producto iónico 1000 veces más alto que a temperatura ambiente, hay mayor cantidad de iones oxidrilos y protones hidrógeno en el agua subcrítica. Esto le otorga un fuerte carácter catalítico, y con ello, la posibilidad de alcanzar en un proceso los mismos resultados que si se emplean catalizadores ácidos o alcalinos.

Por otro lado, la densidad del agua a temperatura ambiente tiene un valor de 1000 kg/m<sup>3</sup>, aun así, en condiciones subcríticas, específicamente entre 200 a 300 °C y 1,6 a 8 MPa, este valor es menor y se presenta en un rango entre 856 y 712 kg/m<sup>3</sup> (5). Esta variación en la densidad favorece la transferencia de masa y energía.

En el caso particular de la hidrólisis de triglicéridos, el agua no sólo actúa como reactivo, sino que además es el solvente principal que, al encontrarse en condiciones subcríticas, favorece la miscibilidad con el sebo. Esto se debe a que la constante dieléctrica del agua disminuye significativamente al pasar a estado subcrítico y se acerca al valor que presentan las grasas y aceites de  $\epsilon=3,1$  (6), facilitando así la solubilidad. Cabe destacar que el grado de hidrólisis en equilibrio para el agua y la fase orgánica es independiente de la temperatura de reacción (2), y la utilización de agua subcrítica es para promover la disolución entre ambos compuestos.

A su vez en esta reacción, el alto valor de producto iónico del agua subcrítica permite prescindir del empleo de un catalizador adicional, lo cual evita la formación de productos saponificados, que necesitan de procesos de purificación sofisticados así como la eliminación posterior de dicho catalizador.

Todos los procesos hidrolíticos emplean agua desmineralizada como agente de separación. La dureza del agua puede dar lugar a reacciones secundarias indeseadas e incrementar el contenido de sales en el glicerol obtenido. Entonces, es importante tratar previamente el agua a utilizar de manera de poder evitar estos inconvenientes, así como la acumulación de sarro en los distintos equipos del proceso.

### 2.2.1.3 Cinética de reacción

La velocidad a la cual la hidrólisis alcanza el equilibrio se puede aproximar a una reacción de primer orden que sucede en la fase orgánica. La reacción heterogénea que sucede en la interfase cuando la concentración de agua en la fase orgánica es baja, no es relevante si se la compara con la reacción homogénea.

Dado que el agua tiene una solubilidad menor en la grasa, al principio la reacción procede muy lentamente y se observa un período de inducción. Este último se refiere al período de tiempo durante el cual el valor de velocidad de hidrólisis no aumenta de manera considerable. Durante el mismo, los reactivos se someten a condiciones de temperatura y presión adecuadas pero se obtienen muy pocos productos de hidrólisis. El volumen de triglicéridos hidrolizados aumentaría apreciablemente si este período de inducción pudiera ser eliminado o al menos sustancialmente reducido.

Durante esta primera etapa, se puede llegar a formar una emulsión, es decir una mezcla homogénea entre ambos compuestos. A continuación, con la liberación de los ácidos grasos en la fase orgánica la emulsión comienza a desaparecer, la reacción se acelera y procede a una velocidad aproximadamente constante para una temperatura dada. Este cambio de una reacción heterogénea lenta a una reacción homogénea más rápida se debe a que el agua es más soluble en los ácidos grasos que en la grasa, así su miscibilidad aumenta y la capacidad emulsionante se facilita. El período de inducción de la hidrólisis en emulsión termina cuando se presenta entre un 15 y un 20 % de ácidos grasos libres en la mezcla (2).

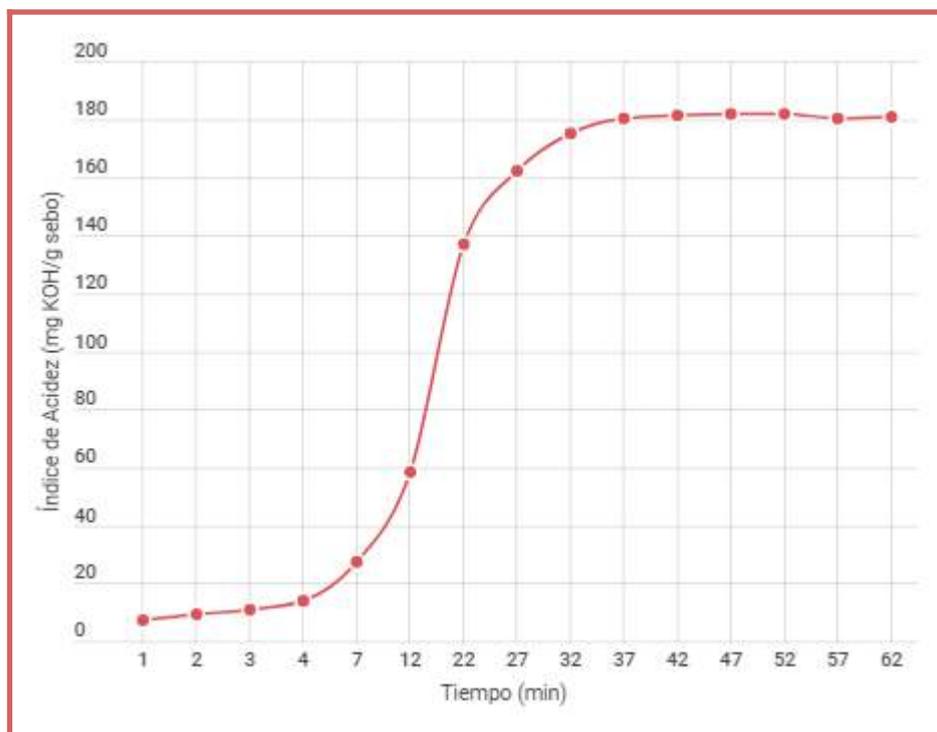


Figura 2.4 - Aumento del índice de acidez con el progreso de la hidrólisis de sebo a 260 °C. (1)

Entonces, se puede inferir que la velocidad de reacción de la hidrólisis de triglicéridos no es lineal con el tiempo. En la Figura 2.4, se observa la variación del índice de acidez con el tiempo, es decir como aumenta la concentración de ácidos grasos libres a medida que progresa la reacción. En una primera

instancia, la curva aumenta lentamente. Este tramo, en el que los valores del índice de acidez se modifican en muy baja proporción con el tiempo, corresponde al período de inducción. Luego, a partir de los 18 minutos (1) la pendiente de la curva se modifica notablemente, lo que indica el comienzo del período en el cual la reacción procede con mayor velocidad. Esto se debe al aumento de ácidos grasos libres lo que favorece la solubilidad entre el agua y la grasa, y se detendrá a medida que la concentración de glicerol se incremente. La curva se aproxima al equilibrio de manera asintótica. Si bien en la teoría el equilibrio se alcanza a un tiempo infinito, en la práctica se evidencia cuando el cambio en el índice de acidez se vuelve pequeño.

En el caso de hidrolizar una grasa con un valor bajo de ácidos grasos libres como el sebo vacuno refinado, el período de inducción implica un retraso en la hidrólisis y un mayor gasto energético. Para reducir este período, un método consiste en adicionar a las grasas iniciales una determinada cantidad de ácidos grasos libres para favorecer la solubilidad del agua. De acuerdo a esto, se propone recircular un porcentaje de los ácidos grasos separados y de esta forma comenzar la reacción en su fase rápida, evitando el retraso provocado por el período de inducción. La proporción más favorable de ácidos grasos a recircular debe permitir un porcentaje aproximado de entre un 15 y 20% de ácidos grasos libres en la grasa (2). Este reciclaje aporta además dos beneficios de importancia, por un lado un menor oscurecimiento de los ácidos grasos, debido a que han sido expuestos durante menos tiempo a altas temperaturas y por el otro, evita el uso de catalizadores, dado que se vuelve una reacción autocatalítica.

Al analizar la reacción de hidrólisis se debe tener en cuenta que, al ser en etapas, existen productos intermedios que de acuerdo a qué tan completa y favorecida sea la hidrólisis se presentarán en mayor o menor proporción en el transcurso de la misma tal como evidencia la Figura 2.5.

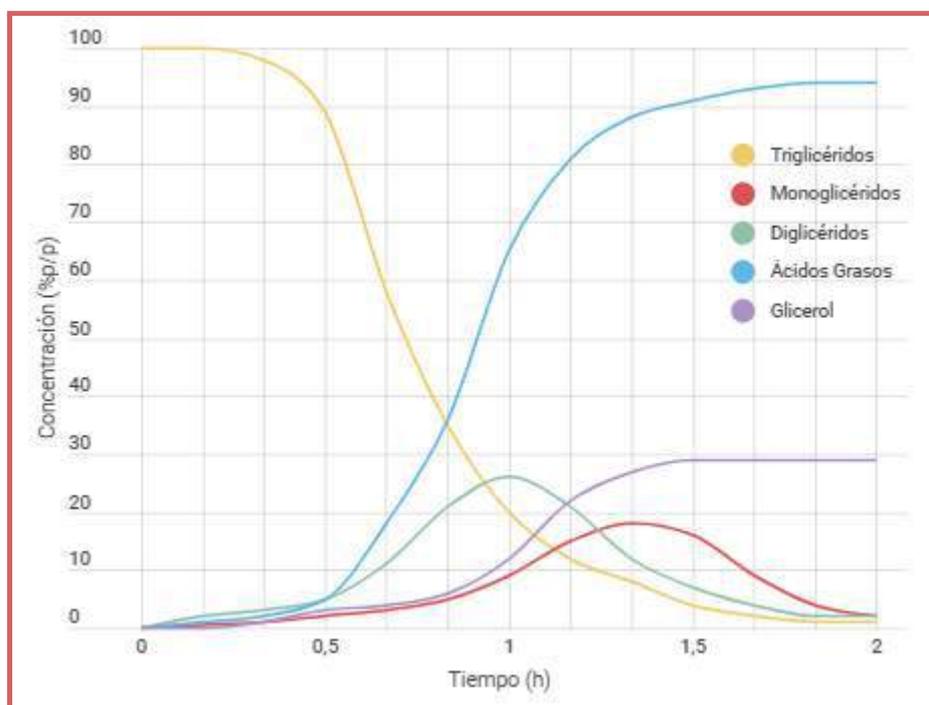


Figura 2.5 - Progreso de la concentración de reactivos y productos con el tiempo en la hidrólisis. (7)

Las curvas representadas en la Figura 2.5 muestran el progreso de reactivos y productos en el desarrollo de la hidrólisis. La curva de ácidos grasos puede ser explicada de la misma forma que la Figura

2.4. En el caso de los triglicéridos, la curva desciende levemente en una primera etapa debido al período de inducción. Al superarlo, el decrecimiento se torna abrupto lo que corresponde a la etapa rápida en el que la reacción se vuelve homogénea, hasta que alcanza el máximo de conversión y su concentración se aproxima a cero.

Las curvas de mono y diglicéridos presentan comportamientos similares entre sí. El contenido de diglicéridos aumenta notablemente durante las primeras etapas de reacción, alcanza un pico máximo para luego decrecer bruscamente a una concentración prácticamente nula. En el caso de los monoglicéridos, la curva tarda más en alcanzar su valor de concentración máxima siendo aproximadamente la mitad del máximo de diglicéridos, y al finalizar la reacción, también se acerca a cero su concentración. Ambos glicéridos son menos hidrofóbicos que los triglicéridos, debido a esto se mezclan con mayor facilidad con el agua y operan como emulsionantes mejorando la miscibilidad entre esta y el sebo. Por este motivo, al formarse ambos compuestos, la curva de triglicéridos desciende de manera más pronunciada.

Si la hidrólisis, como reacción lenta, progresa a una determinada velocidad, como una reacción incompleta, tiende hacia el equilibrio. La velocidad y el equilibrio son dos características independientes. Aquellos factores que influyen la velocidad de separación, no afectan el equilibrio químico, y aquellos capaces de cambiar la posición de equilibrio no influyen sobre la velocidad.

Cualquiera sea el proceso empleado, la velocidad de hidrólisis se ve aumentada por un incremento en la temperatura o por el uso de catalizadores pero no se altera por la cantidad de agua utilizada. Por otro lado, el grado de hidrólisis en equilibrio depende exclusivamente de la concentración alcanzada por el glicerol en la fase acuosa. (2)

### 2.2.1.4 Termodinámica de reacción

En el estudio realizado por Istyami, Soerawidjaja y Prakoso, se evalúa la entalpía de reacción y la energía libre de Gibbs para el proceso de hidrólisis térmica en dos condiciones de temperatura y presión a 25°C y 1 bar, y a 250°C y 50 bares (8). La relación entre la energía libre de Gibbs y la entalpía se describe de acuerdo a la Ecuación 2.3:

$$\Delta G = \Delta H - T \cdot \Delta S$$

Ecuación 2.3

Debido a que la entropía estándar de varios triglicéridos no se encuentra disponible en bibliografía, para poder realizar el análisis los autores optaron por utilizar los datos correspondientes a la trioleína. Los valores calculados de entalpía de reacción, entropía y energía libre de Gibbs para cada condición se encuentran en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1 - Valores de entalpía, entropía y energía libre de Gibbs para la hidrólisis de triglicéridos. (8)

	25°C, 1 bar	250°C, 50 bar
$\Delta H$	129,99 kJ/(mol)	-320,61 kJ/(mol)
$\Delta S$	-0,11 kJ/(mol.K)	-0,52 kJ/(mol.K)
$\Delta G$	161,84 kJ/(mol.K)	-47,42 kJ/(mol.K)

De los valores obtenidos para cada condición puede concluirse que, a temperatura ambiente, la hidrólisis es termodinámicamente inviable. La factibilidad se adquiere a 250 °C cuando la energía libre de Gibbs es levemente más negativa que el valor mínimo de las reacciones industriales más comunes (-41,8 kJ/mol.K) (8). La necesidad de altas temperaturas (y también de altas presiones para mantener el agua en fase líquida) se hace evidente. Además, se puede observar del valor de entalpía a temperatura elevada que se trata de una reacción exotérmica.

Por otro lado, la solubilidad del agua en ácidos grasos aumenta apreciablemente con el aumento de temperatura y eso lleva a un aumento de la velocidad de reacción. De esta manera, cuanto más alta sea la temperatura de reacción, más corto será el período de inducción. A temperaturas elevadas (260-280 °C), Sturzenegger y Sturm (1) encontraron períodos de inducción muy reducidos. A su vez Lascaray (2), ha tabulado las velocidades de hidrólisis a distintas temperaturas, en el período de velocidad de reacción constante considerando la velocidad a 150 °C como la unidad y una relación 1:60 de grasa/agua. Como puede verse en la Tabla 2.2 a bajas temperaturas la hidrólisis es muy lenta, pero aumenta su rapidez al aumentar la temperatura.

**Tabla 2.2 - Velocidad relativa de hidrólisis a diferentes temperaturas. (2)**

Temperatura (°C)	Velocidad relativa
100	0,03
150	1
170	2,4
185	5,5
200	13,9
220	33,3

Por último es importante mencionar que de acuerdo a lo hallado por Sturzenegger y Sturm (1) el grado de hidrólisis no depende de la variación en la temperatura. Esto lo demostraron al obtener valores finales de equilibrio aproximadamente iguales para 225, 240 y 280 °C.

### 2.2.1.5 Resumen de factores principales

Del análisis de estos diversos factores se puede concluir lo siguiente:

- ➔ La reacción es principalmente homogénea y se lleva a cabo en la fase orgánica.
- ➔ La hidrólisis heterogénea en la interfase solo sucede en una etapa inicial y su velocidad es lenta comparada con la de la reacción homogénea.
- ➔ Para favorecer la solubilidad del agua en la fase orgánica, es conveniente utilizar condiciones subcríticas, es decir temperaturas y presiones elevadas.

- ➔ Para favorecer la hidrólisis es indicado extraer el glicerol que se va formando en la fase orgánica.
- ➔ El grado de hidrólisis aumenta con el incremento en la cantidad de agua utilizada y es independiente de la temperatura.
- ➔ Para reducir o eliminar el período de inducción se recircula un porcentaje de ácidos grasos libres de forma de garantizar un mínimo de entre 15 y 20% de presencia de los mismos en la grasa a hidrolizar.
- ➔ La hidrólisis a temperaturas elevadas es exotérmica. La velocidad de reacción aumenta con la temperatura y es independiente de la cantidad de agua utilizada.

## 2.2.2 Glicerólisis de triglicéridos

A la reacción de interesterificación de grasas y aceites se la denomina alcoholólisis, es decir una ruptura y reorganización de los enlaces éster entre el alcohol y los ácidos grasos que forman el triglicérido. Un caso particular de este tipo de reacciones es la glicerólisis, en la cual el alcohol es glicerol y los productos son principalmente mono y diglicéridos.

Al igual que la hidrólisis, la glicerólisis es una reacción reversible que sucede en tres etapas consecutivas, como puede observarse en la Figura 2.6. En una primera etapa, los triglicéridos reaccionan con el glicerol para dar lugar a una mezcla de mono y diglicéridos. En la segunda etapa, los diglicéridos formados dan lugar a dos moles de monoglicéridos al entrar en contacto con el glicerol. Finalmente, los triglicéridos reaccionan con los monoglicéridos y se obtienen dos moles de diglicéridos.

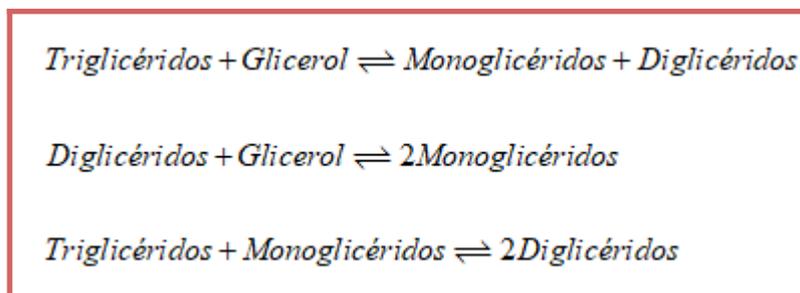


Figura 2.6 - Etapas de reacción de glicerólisis de triglicéridos.

La reacción global se plantea a partir de las primeras dos etapas de reacción y da lugar a la formación exclusiva de monoglicéridos, de acuerdo a la Figura 2.7.

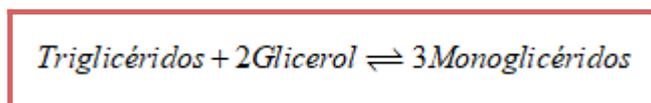


Figura 2.7 - Reacción global de glicerólisis.

Sin embargo, dado que se trata de una reacción reversible y que a pesar de que mediante la modificación de distintos factores físicoquímicos tenga lugar la obtención de monoglicéridos, la reacción no es completa y la mezcla en el equilibrio puede ser mejor representada por la primera etapa de reacción según la Figura 2.8.

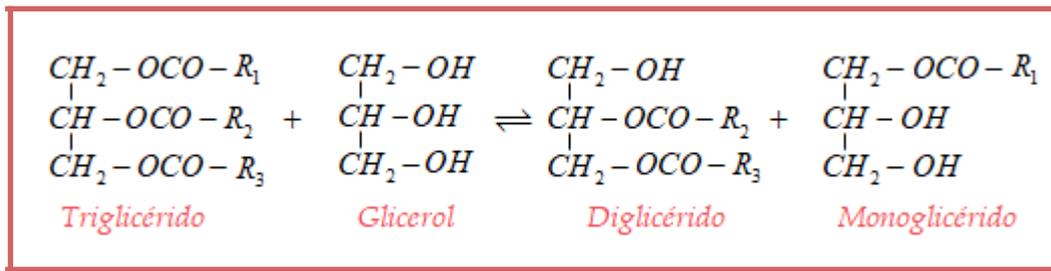


Figura 2.8 - Etapa de reacción deseada.

La glicerólisis de las grasas es una de las reacciones más complejas de la oleoquímica. Esto no sólo se debe a la distribución de los grupos acilos de ácidos grasos en los productos, que puede darse de manera regular o al azar, sino también a la gran diversidad de resultados que se pueden obtener a partir de la variación de distintos factores tales como:

- ➔ Sistema de reacción: exceso de glicerol
- ➔ Propiedades fisicoquímicas del glicerol
- ➔ Cinética de reacción: catalizador y solvente
- ➔ Termodinámica de reacción

### 2.2.2.1 Sistema de reacción

En esta reacción, el glicerol hidrofílico y el triglicérido hidrofóbico forman inicialmente un sistema de dos fases. Sin embargo, a diferencia de la hidrólisis, la glicerólisis no presenta una etapa de reacción heterogénea dado que el glicerol que se encuentre formando una segunda fase líquida no puede participar de la reacción. De esta forma, el grado al cual puede llevarse la reacción de glicerólisis depende de la miscibilidad del glicerol en la fase grasa.

Al tratarse de una reacción reversible, se esperaría que el uso de un exceso de glicerol más allá de los dos moles teóricamente requeridos resulte en un desplazamiento del equilibrio, y de esta forma aumente el total de monoglicéridos. No obstante, el glicerol a temperatura ambiente, sólo es alrededor de 4% soluble en grasas comunes (9). Esto es menos que los dos moles requeridos en la reacción global, y por eso, no existe la posibilidad de que, a temperatura ambiente, el uso de un exceso de glicerol lleve a que la reacción sea completa.

En consecuencia, se deben utilizar temperaturas elevadas para incrementar la solubilidad del glicerol en la fase grasa, siendo el límite 260 °C para evitar la degradación de los compuestos involucrados. Alrededor de 250 °C, la solubilidad del glicerol en las grasas es de aproximadamente 45% (kg glicerol/100 kg grasa). De acuerdo a esto, para dicha temperatura se necesita un exceso molar de glicerol de alrededor del 110 % para el caso del sebo. (9)

### 2.2.2.2 Propiedades fisicoquímicas del glicerol

El glicerol utilizado en la glicerólisis proviene de un producto secundario de la reacción de hidrólisis de los triglicéridos del sebo, que consiste en una solución de aproximadamente un 15-20% de glicerol en agua (10), y se conoce como glicerol crudo o agua dulce.

La presencia de agua al comienzo de la reacción de glicerólisis afecta la efectividad del catalizador. Este se consume en reacciones de saponificación, facilitadas por el medio acuoso, dando lugar a bases más débiles que los hidróxidos iniciales siendo, por lo tanto, catalizadores menos activos. Debido a esto, la formación de monoglicéridos es más lenta en la etapa inicial de la glicerólisis, y la cantidad de diglicéridos, obtenida al finalizar el proceso, es apreciablemente menor.

Si se tiene en consideración el efecto del agua en la reacción de glicerólisis, resulta conveniente reducir su contenido de manera de garantizar un glicerol lo más puro posible. Sin embargo, la concentración de este reactivo hasta un grado técnico (98% en peso) requiere de un proceso adicional que implica altos costos en equipos de evaporación y purificación.

Por lo tanto, se deduce que resulta conveniente concentrar el glicerol crudo hasta un 90 % en peso de glicerol, reduciendo la cantidad de agua de manera que permita obtener los productos deseados, pero sin realizar inversiones excesivas en equipos.

### 2.2.2.3 Cinética de reacción

Durante la glicerólisis, la composición de la mezcla de reacción se modifica a medida que progresa la reacción. El contenido de monoglicéridos aumenta, mientras que el de triglicéridos disminuye y la solubilidad del glicerol en la mezcla cercana al equilibrio, es más elevada que la que tenía en la grasa inicial. Este comportamiento puede evaluarse en la Figura 2.9 cuyos datos corresponden a aceite de girasol pero pueden ser aplicados con un error bajo a cualquier otra grasa.

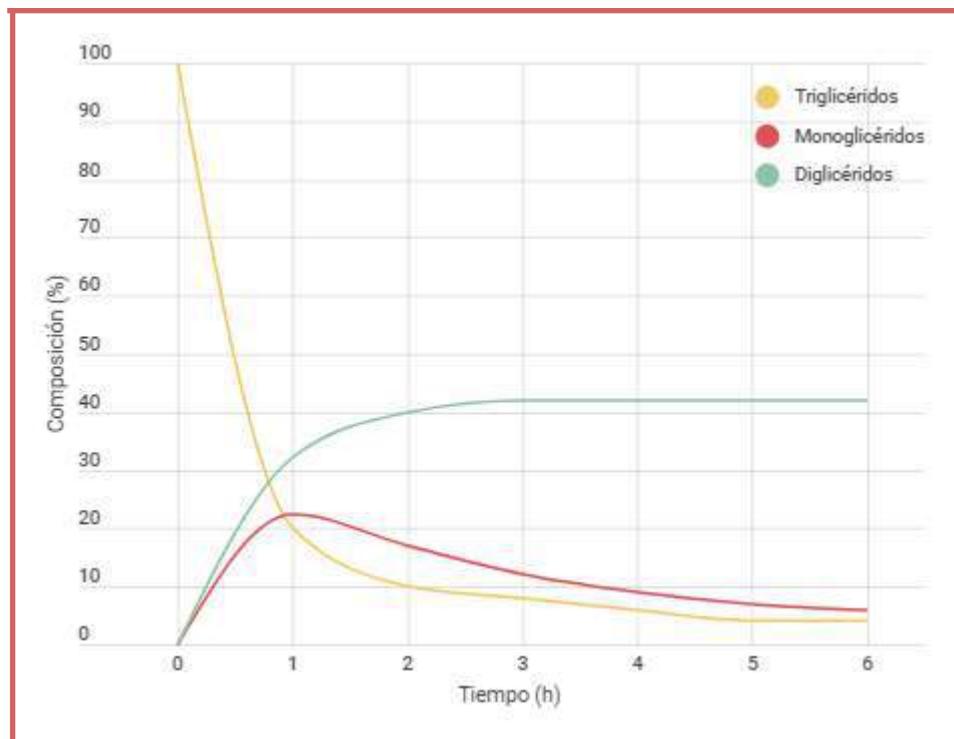


Figura 2.9 - Progreso de la concentración de reactivos y productos con el tiempo en la glicerólisis. (11)

Si se lleva a cabo la glicerólisis con un exceso de glicerol, y partiendo de una composición del 100% de triglicéridos a medida que progresa la reacción, el contenido de los mismos decrece, tal cual lo muestra la curva amarilla de la Figura 2.9. Este descenso, que se debe a la formación de monoglicéridos y diglicéridos,

sucede de manera abrupta durante la primera hora para luego disminuir lentamente hasta alcanzar el valor de concentración en el equilibrio.

En una etapa inicial, la formación de diglicéridos así como la de monoglicéridos, aumentan paralelamente de acuerdo a las curvas verde y roja de la Figura 2.9 respectivamente. La producción de diglicéridos tiene lugar debido a la liberación de un grupo radical de las moléculas de triglicéridos. Por su parte, la reacción de dicho grupo, ahora como ácido graso libre, con el glicerol permite la obtención de monoglicéridos.

Por otro lado, los diglicéridos formados reaccionan con el glicerol dando lugar a un aumento en la producción de monoglicéridos alcanzando un máximo de concentración. Sin embargo, luego se puede observar un descenso en la formación de monoglicéridos a medida que reaccionan con los triglicéridos y producen diglicéridos. Esto se evidencia en el cambio de pendiente de la curva amarilla de la Figura 2.9, correspondiente a los triglicéridos, el cual a su vez coincide con el máximo de la curva roja, es decir de monoglicéridos. De acuerdo a esto, la concentración de diglicéridos aumenta hasta que alcanza un valor constante en el equilibrio como lo muestra la curva verde de la Figura 2.9.

Por tratarse de una reacción reversible en etapas, al alcanzar el equilibrio, la glicerólisis produce una mezcla de reacción que consiste principalmente en monoglicéridos y diglicéridos, y además presenta cierta cantidad de triglicéridos sin reaccionar. La composición de dicha mezcla, es decir, en términos de la cantidad de mono, di y triglicéridos presente, depende de las proporciones de los reactivos, el tiempo y las condiciones de reacción empleadas.

Por otro lado, en el análisis de la cinética de reacción se debe tener en cuenta el empleo de catalizadores. Si bien la interesterificación puede ocurrir en la ausencia de los mismos a temperaturas suficientemente altas, industrialmente se utilizan para acelerar la velocidad de reacción, reduciendo el tiempo de reacción y la degradación de la muestra que ocurre a temperaturas elevadas.

Los catalizadores más utilizados son hidróxido de sodio (NaOH) e hidróxido de potasio (KOH) debido a que la velocidad de intercambio es alta y los catalizadores son baratos. Por otro lado, el hidróxido de calcio ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) se prefiere dado que afecta en menor medida el color del producto final.

La catálisis debe ser utilizada de manera de garantizar que la velocidad de reacción se encuentre dentro de los límites prácticos de 4 horas de reacción, y se utiliza aproximadamente entre 0.05-0.2% de catalizador con respecto al peso de la grasa usada. (9)

Los catalizadores no pueden dejarse en mezclas que contengan monoglicéridos sin neutralizar o sin remover ya que contribuyen a problemas de sabor, color y formación de espumas. Además, si no son neutralizados antes de enfriar la mezcla, decrece la solubilidad del glicerol separándose parte del exceso a una fase pesada, y se regeneran los di y triglicéridos. La reacción se desplazará hacia reactivos con rapidez debido a su acción catalítica, pudiendo alcanzar hasta un 30% de reversión. (9)

La técnica más utilizada de neutralización de catalizadores es con el ácido fosfórico, Figura 2.10, seguido de una adsorción con arcillas de los productos de neutralización, es decir, fosfatos de sodio, calcio o potasio.

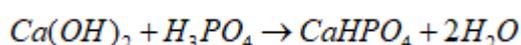


Figura 2.10 - Reacción de neutralización de catalizadores.

Debido a las altas temperaturas utilizadas en la glicerólisis rápida, el subproducto fosfato hidrogenado de calcio se convierte mediante calor a los metafosfatos poliméricos que son propensos a causar problemas de filtración. Un rápido enfriamiento con catalizador es clave para minimizar este problema.

Los catalizadores alcalinos también actúan como emulsificantes. Los álcali generan pequeñas cantidades de jabón a partir de los ácidos grasos libres presentes en todas las grasas, y es este el que presenta una gran capacidad emulsificante en mezclas glicerol/grasas. De esta forma, la emulsificación del medio ayuda a la reactividad al permitir que ambos reactivos, que de otra manera serían inmiscibles, entren en un mayor contacto entre ellos.

En algunos casos, la glicerólisis es llevada a cabo en presencia de solventes para poder obtener productos de reacción a temperaturas más bajas. Sin embargo, incluso utilizando solventes que han sido re-distilados se vuelve dificultosa su separación de los productos sin que estos se descompongan, además del gasto adicional que implica un tratamiento posterior de efluentes. Por lo cual, no es conveniente el empleo de solventes.

Teniendo en cuenta estos factores, Nouredini determinó que la glicerólisis de triglicéridos con glicerol puro a 245 °C permite obtener 54,3% y 38,9 % en peso de monoglicéridos y diglicéridos. De esta forma, la reacción se completa en un 96,1 %. (10)

#### 2.2.2.4 Termodinámica de reacción

Para poder conseguir un grado útil de velocidad de reacción y que se complete la reacción, usualmente se utilizan temperaturas elevadas. Debido a esto, la reacción tal como se utiliza en prácticas comerciales tiene una demanda relativamente alta de energía térmica, necesitando más de 580.978 kJ/ton para una mezcla de 69% grasa/31% glicerol (9). Lo cual es consistente con alcanzar una mayor solubilidad de los reactantes, el rango es principalmente entre 220-260°C, de acuerdo al uso posterior de los productos y a lo que soporte el proceso.

#### 2.2.2.5 Resumen de factores principales

De este análisis puede concluirse:

- ➔ La formación de monoglicéridos no depende de la composición de ácidos grasos del triglicéridos inicial, sino de la solubilidad del glicerol en la grasa.
- ➔ La utilización de glicerol en exceso solo es útil a temperaturas elevadas, por lo que la reacción es llevada a cabo aproximadamente a 260 °C.
- ➔ De acuerdo al momento en el que decida detenerse la reacción, se obtienen distintos porcentajes de glicéridos en la mezcla. Para una conversión del 96 % se consiguen 54 % de monoglicéridos y 38% de diglicéridos.
- ➔ El empleo de catalizadores básicos permite acelerar la velocidad de reacción y reducir el tiempo, pero deben ser neutralizados para evitar la reversión de la reacción.
- ➔ Debido a que se lleva a cabo a altas temperaturas, la reacción demanda alta energía térmica.

## 2.3 Diagrama de bloques de la planta

Con el objetivo de mejorar la comprensión del proceso y facilitar el planteo de los balances de masa, se presenta en la Figura 2.11 un diagrama de bloques de la planta. Este ofrece una descripción visual de las distintas etapas y operaciones involucradas, mostrando la relación secuencial entre las mismas, permite establecer el flujo de los materiales marcando entradas y salidas a cada etapa, las derivaciones y ubicación de posibles reciclos.

Los bloques del diagrama pueden representar sistemas, es decir, un conjunto de operaciones unitarias o equipos que cumplen una función similar, tal es el caso de un sistema de pretratamiento de materias primas, un sistema de reactores o un sistema de purificación de productos. Por otro lado, una sub-planta agrupa un reactor o sistema de reactores, con su sistema de separación asociado. Esta distinción permite una simplificación en el diseño, al considerar cada una de manera independiente, sin embargo se debe tener en cuenta que se encuentran interrelacionadas mediante las distintas entradas y salidas.

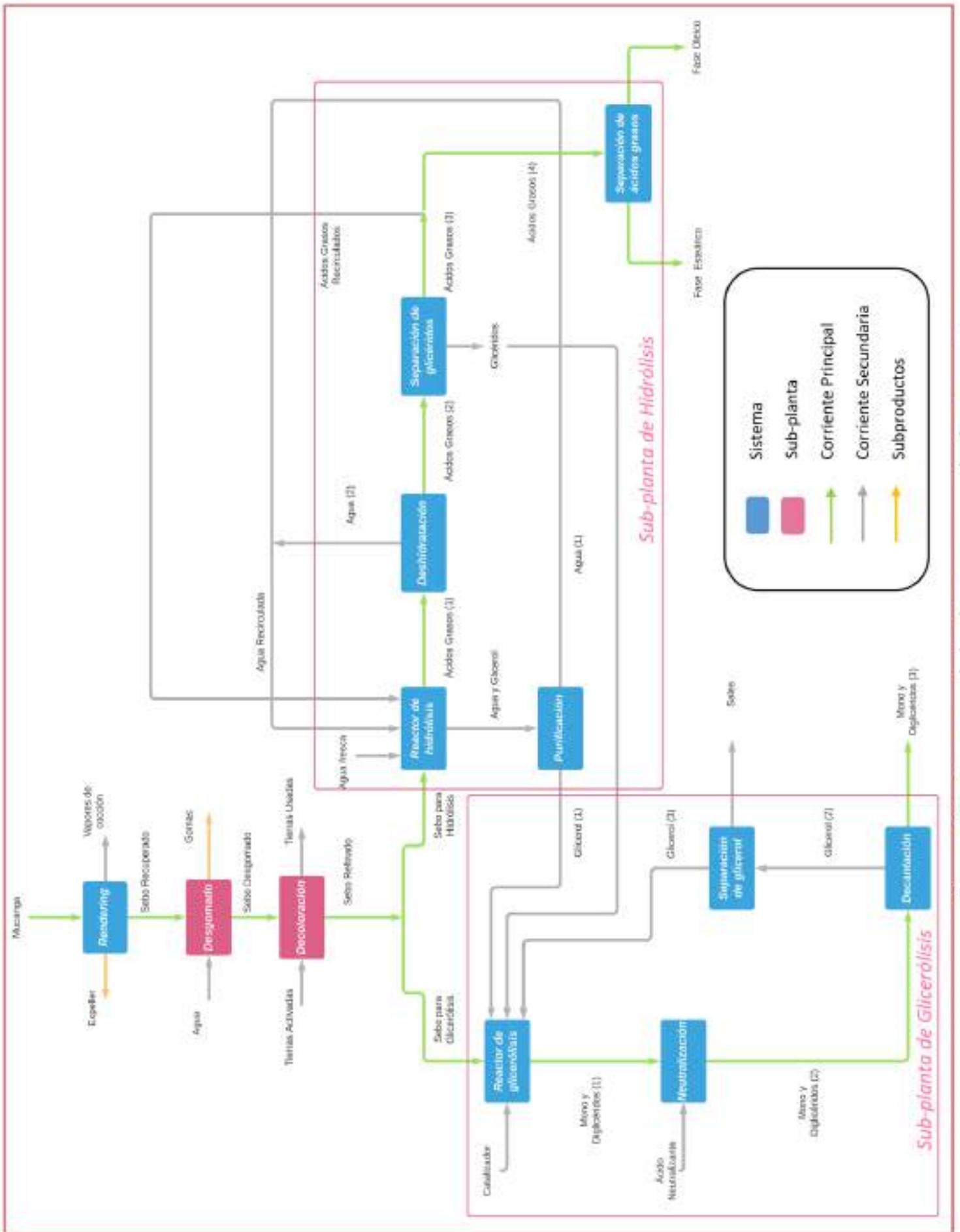


Figura 2.11 - Diagrama de la planta, con sus sub plantas y sistemas.

A partir del diagrama de flujo de la planta Figura 2.11 quedan definidos los sistemas y sub plantas que se describen a continuación. Cada uno de ellos fue explicado en detalle en el capítulo anterior en la Sección 1.5 correspondiente al proceso productivo, el cual engloba los pretratamientos de la materia prima, el proceso de la misma y el postratamiento de los productos.

### 2.3.1 Sistema de rendering

El subproducto proveniente de las empresas productoras de carne que ingresa a la planta conocido como mucanga, se compone de huesos, grasa y vísceras. Por esto deberá ser tratado para poder conseguir un sebo libre de impurezas y con las especificaciones necesarias para el proceso productivo. Teniendo esto en cuenta, se plantea el sistema de dry rendering cuyo diagrama puede verse en la Sección 1.5.1. El mismo se compone de un transportador tipo tornillo sin fin por el cual ingresa la materia prima hacia una trituradora. Esta permite obtener partículas pequeñas que luego acceden a una cámara de cocción para derretir la materia grasa y eliminar su humedad. Los vapores producidos en esta etapa se condensan previo a su tratamiento final.

A continuación, se separan los materiales sólidos de los líquidos mediante un percolador, y estos últimos se bombean a una centrífuga para eliminar las partículas sólidas de menor tamaño y son llevados a un tanque de almacenamiento o tolva. Los sólidos separados ingresan a una prensa hidráulica eliminando las trazas de grasa y luego, pasan a un percolador. Por último, son secados y molidos convirtiéndose en expellers y se almacenan en un silo.

### 2.3.2 Subplanta de Desgomado

En esta subplanta se llevará a cabo el tratamiento de la corriente de salida del sistema de rendering, luego de la que se obtiene un producto con un contenido reducido en fosfolípidos, fundamentalmente.

La subplanta consta de un reactor tipo tanque agitado donde se pondrán en contacto las corrientes de agua y sebo recuperado. El sistema de separación se compone de un decantador donde se separan las gomas y una columna de destilación bajo vacío que permitirá eliminar parte del agua presente en el sebo desgomado. Luego del decantador puede colocarse un secador, si el objetivo es obtener lecitina como subproducto con valor comercial.

El diagrama que esquematiza los equipos mencionados se encuentra en la Sección 1.5.2.1 del Capítulo 1.

### 2.3.3 Subplanta de Decoloración

En la subplanta de decoloración, el sebo desgomado que ingresa es tratado con el fin de eliminar la mayor parte de las impurezas presentes junto con su humedad y el resto de los fosfolípidos solubles remanentes. De esta manera, la corriente de salida de sebo refinado se considera apta para su utilización en los procesos de hidrólisis y glicerólisis.

La subplanta cuenta con un reactor tanque agitado, en el cual el sebo se mezcla con tierras activadas, para que esta última absorba los componentes no deseados de la corriente de entrada. El sistema de separación consiste en un filtro prensa, que separa la tierra usada (que posteriormente podrá regenerarse) del sebo blanqueado. El esquema de los equipos mencionados puede observarse en la Sección 1.5.2.2 del Capítulo 1.

### 2.3.4 Subplanta de Hidrólisis

En esta subplanta la reacción de hidrólisis se lleva a cabo en una torre a contracorriente, en ausencia de catalizador, donde se pondrán en contacto las corrientes de agua y sebo blanqueado o refinado.

Dado que el fin es obtener ácidos grasos con una especificación determinada, luego de la reacción la corriente de interés ingresa a un separador a partir del cual se obtienen, por un lado, agua y glicerol y, por otro, una corriente con mayor concentración de ácidos grasos. Esta última se someterá a ciertas etapas de purificación cuyo objetivo es eliminar la mayor parte de la humedad remanente y glicéridos presentes, mientras la corriente de agua y glicerol se concentrará en glicerol hasta alcanzar una composición que lo vuelva apto para su utilización en el proceso de glicerólisis. Finalmente, la corriente de ácidos grasos deshidratada y con bajo contenido de glicéridos será enviada a un cristizador donde se separarán dos corrientes según su composición: una rica en ácido oleico y otra en ácidos esteárico y palmítico.

El esquema detallado de cada uno de los componentes de la subplanta puede encontrarse en las Secciones 1.5.3, 1.5.4 y 1.5.5 del Capítulo 1.

### 2.3.5 Subplanta de Glicerólisis

Al ingresar a esta subplanta, el sebo reacciona con el glicerol en fase líquida en presencia de un catalizador básico en un reactor tipo tanque agitado. Luego de la glicerólisis, el catalizador es neutralizado al reaccionar con ácido fosfórico en un tanque de neutralización. El sistema de separación asociado consiste en un decantador de fondo cónico en el cual se separa el glicerol de la mezcla de interés de mono y diglicéridos. Posteriormente deben eliminarse las sales remanentes en la corriente de glicerol para poder recircularlo hacia la entrada del reactor de glicerólisis. Su diagrama particular se encuentra en la Sección 1.5.6.

## 2.4 Factor de efectividad global del proceso

En la Sección 1.9 del Capítulo 1 se determinó la capacidad nominal de la planta en función de las características del mercado de ácidos grasos, monoglicéridos y diglicéridos, resultando ser de 34 kilotoneladas al año. Sin embargo, se debe tener en cuenta que existen diversos factores que influyen sobre la efectividad del proceso, por lo tanto, la capacidad de diseño a partir de la cual se realizará el dimensionamiento de los equipos quedará definida de la siguiente manera:

$$C_P = E_G \times C_D \quad \text{Ecuación 2.4}$$

Donde  $C_P$  es la capacidad de producción nominal de producción en toneladas anuales,  $E_G$  es el factor de efectividad global del proceso y  $C_D$  la capacidad de diseño de la planta.

Conociendo la capacidad nominal de producción, resta determinar el factor de efectividad global del proceso para establecer la capacidad de diseño de la planta. Este factor representa la capacidad real de producción sin defectos, el rendimiento del proceso y la disponibilidad de los equipos. La efectividad resultará del equilibrio entre alcanzar los mejores resultados a partir de los recursos mínimos y el grado en

que se logran los objetivos de producción establecidos, es decir, la eficiencia y eficacia del proceso respectivamente.

Las variables que se encuentran a la derecha de la Tabla 2.3, disponibilidad, performance y calidad, son las que determinan, a fin de cuentas, la efectividad global del proceso siguiendo la ecuación:

$$E_G = D \times P \times C \quad \text{Ecuación 2.5}$$

Tabla 2.3 - Principales factores de mermas en la producción.

Pérdida	Definición	Variable afectada
Paradas de planta (PD)	Es el tiempo perdido cuando se detiene por completo la producción para realizar tareas anuales de mantenimiento.	Disponibilidad (D)
Ajuste de producción (AP)	Tiempo que se pierde cuando se producen cambios en la demanda de producto o los suministros de materia prima, con lo cual se deben ajustar los planes de producción.	
Fallas en equipos (FE)	Tiempo perdido cuando alguno de los equipos repentinamente deja de funcionar correctamente	
Fallas en el proceso (FP)	Tiempo perdido en detener la producción debido a factores externos como cambios en las características físicas o químicas de los componentes procesados, materia prima defectuosa, entre otros.	
Pérdidas de producción normales (PPN)	Son las pérdidas que ocurren durante la producción cuando la planta se pone en marcha, se detiene o se cambia de un producto a otro. Es el tiempo perdido hasta obtener un producto conforme.	Performance (P)
Pérdidas de producción anormales (PPA)	Ocurren cuando la planta opera de manera inadecuada debido a anomalías en la producción que impactan sobre su rendimiento.	
Defectos de calidad (DC)	Incluye el tiempo perdido por generar producto no conforme y las pérdidas debido a la degradación de los productos. Puede deberse, entre otras cuestiones, a problemas con la materia prima como así también a errores de producción.	Calidad (C)
Pérdidas por reprocesamiento (PR)	Se debe a las pérdidas que genera reprocesar los productos, cuando se rechaza el producto no conforme y éste retorna al proceso anterior para volverlo aceptable.	

El factor de disponibilidad (D) representa el tiempo en el que la planta se encuentra realmente en operación expresado como un porcentaje de las horas disponibles (HD), teniendo en cuenta 365 días al año y 24 horas al día, resulta en **8.760 horas al año**.

Así, la disponibilidad se calcula a partir de la Ecuación 2.6.

$$D = \frac{HD - PD - AP - FE - FP}{HD}$$

Ecuación 2.6

Para el cálculo de este factor se asume que los términos que corresponden a paradas de planta, ajustes de producción, fallas en equipos y fallas del proceso representan un total de 30 días de operación, lo que representa 720 horas. Aplicando la Ecuación 2.6, se obtiene que la disponibilidad es de **0,92**.

El factor de performance (P) expresa la producción real alcanzada como un porcentaje de la producción estándar, que es equivalente a la capacidad de diseño de la planta. Se ve afectada por las pérdidas de producción normales y anormales anteriormente descritas y puede calcularse como el promedio de la producción real alcanzada (en toneladas por hora) sobre la producción estándar (en idénticas unidades).

Por último, la calidad (C) alcanzada se refiere a la cantidad de producto dentro de la especificación deseada (producto conforme). Se calcula en función de la cantidad total producida (CT) empleando la Ecuación 2.7.

$$C = \frac{CT - DC - PR}{CT}$$

Ecuación 2.7

Los factores performance y calidad se obtienen de un análisis realizado para la industria oleoquímica (12). En la Tabla 2.4 se presentan los valores a partir de los cuales se calcula la efectividad global del proceso.

**Tabla 2.4 - Valores típicos de efectividad para la industria oleoquímica.**

Factor	Valor típico
Disponibilidad	Se asume cercano al 92%
Performance	Es posible tomar un valor cercano al 95%
Calidad	Puede asumirse hasta un 98%
Efectividad Global	$E_G = 92\% * 95\% * 98\% = 85,7\%$

Una vez determinado el factor de eficiencia global es posible determinar la capacidad de diseño de la planta de acuerdo a la Ecuación 2.8.

$$C_D = \frac{C_P}{E_G} \quad \text{Ecuación 2.8}$$

La capacidad de diseño de la planta resulta igual a **44.340,7 ton/año**.

Si se consideran productivos 330 días al año (7920 horas anuales), dado que se trata de una planta que opera de manera continua, la capacidad de diseño puede expresarse de igual manera como 44 kilotoneladas anuales, lo que es equivalente a 5,55 toneladas de productos por hora. Este último valor representa la suma de los caudales máxicos de cada uno de los productos obtenidos, a saber: ácido esteárico, ácido oleico y mezcla de glicéridos, cada uno con sus especificaciones correspondientes.

## 2.5 Balances de masa

### 2.5.1 Rendering

Para cumplir con el nivel de producción estipulado, se proponen ingresar a la planta 20.000 kg/h de materia prima (mucanga). En esta etapa se acondiciona la corriente, eliminando principalmente humedad, restos óseos y material tisular, con el objetivo de recuperar la mayor cantidad de sebo posible. Las corrientes de entrada y salida de la etapa se detallan en la Tabla 2.5, realizando el cálculo a partir del rendimiento del proceso de dry rendering (13).

**Tabla 2.5** - Corrientes de entrada y salida de la etapa de rendering.

	Nombre de la corriente	Porcentaje de corriente de entrada	Caudal máxico [kg/h]
Entrada	Mucanga	-	20.000
Salida	Sebo Recuperado	28,2 %	5.640
	Expeller	22,8 %	4.560
	Vapores de Cocción	49 %	9.800

A continuación, en la Tabla 2.6, se detalla la composición del sebo recuperado. Con el fin de facilitar la resolución de los balances de masa en este análisis preliminar se ha simplificado la distribución de ácidos grasos de acuerdo a consideraciones efectuadas por Demmerle en su estudio del proceso Emersol (14).

Tabla 2.6 - Composición del sebo recuperado.

Componente	Fracción en peso	Aclaraciones
Fosfátidos	1%	Equivalente a 400 ppm de fósforo (15)
Humedad	0,5%	-
Impurezas	0,5%	Insaponificables, contaminantes, cuerpos de color, esteroides.
Ácidos grasos totales (TFA)	98% (16)	Cuya distribución es 49% ácido oleico, 30% ácido palmítico y 21% ácido esteárico. El 11,2 % de TFA se encuentran libres. (13)

## 2.5.2 Desgomado

A esta etapa ingresa la corriente de sebo recuperado, para ser tratado con agua, con el fin de eliminar fosfolípidos solubles en la misma.

Se sabe que las grasas pueden contener, en promedio, 400 ppm de fósforo y luego del proceso de desgomado alcanzar una concentración de 140 ppm, donde la concentración se ha reducido un 65% (15). El agua que ingresa a esta etapa es posteriormente retirada, formando parte de la corriente de “gomas”, sin embargo, queda un remanente en el sebo desgomado cuyo contenido de humedad deberá encontrarse entre 0,4 - 0,8 % (17).

El agua adicionada se considera igual al porcentaje en peso de fosfolípidos en el sebo recuperado, para este caso concreto, 1% (17). Este proceso permite separar únicamente fosfolípidos hidratables.

El porcentaje de agua de la corriente de entrada, que pasa a formar parte del sebo desgomado, fue definido con el objetivo de cumplir con el contenido de humedad que se espera para esta última corriente.

Las corrientes que ingresan y salen de la etapa se detallan en la Tabla 2.7.

Tabla 2.7 - Corrientes de entrada y salida de la etapa de desgomado.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]
Entrada	Sebo Recuperado	5.640
	Agua	56,4
Salida	Sebo Desgomado	5.623,1
	Gomas	73,3

Finalmente, en la Tabla 2.8 se presenta la composición final del sebo desgomado, a la salida de esta etapa. Se incluye también la composición de las gomaz, dado que se trata de un subproducto de interés para la planta.

Tabla 2.8 - Composición del sebo desgomado y de las gomas.

	Componente	Fracción en peso	Aclaraciones
Sebo Desgomado	Fosfátidos	0,35%	Equivalente a 140 ppm de fósforo
	Humedad	0,85%	-
	Impurezas	0,50%	-
	Ácidos grasos totales (TFA)	98,3%	Cuya distribución es 49% ácido oleico, 30% ácido palmítico, 21% ácido esteárico. El 11,2% de TFA se encuentran libres.
Gomas	Humedad	50%	-
	Fosfolípidos	50%	-

Resulta importante aclarar que la etapa de desgomado debe efectuarse antes de la de blanqueamiento o decoloración, dado que en esta última es conveniente que el sebo ingrese con la menor cantidad de fosfolípidos posibles.

### 2.5.3 Decoloración

En esta etapa se trata el sebo desgomado con la finalidad de eliminar fosfolípidos que no hayan sido separados en la etapa anterior, humedad remanente e impurezas. Para tal fin, se mezcla la corriente de entrada con tierras activadas. La cantidad de tierras que requiere la etapa corresponde al 2% en peso del sebo que se pretende tratar (15).

La humedad presente en las tierras de blanqueamiento y la remanente en el sebo que proviene del desgomado mejorarán la remoción de fosfolípidos solubles.

Se asumirá que se reduce la composición de fosfolípidos en el sebo en un 96% (de 140 ppm a 5 ppm), que se logran disminuir en un 50% las impurezas presentes y toda la humedad contenida.

La humedad presente tanto en el sebo desgomado (0,85%) como en las tierras activadas (entre 8 - 15%) ayudan en gran medida a la eliminación de los fosfolípidos solubles remanentes de la etapa anterior.

Por último, por cada 100 kg de tierras activadas se pierden 25 kg de sebo blanqueado, asumiendo que se retienen esencialmente triglicéridos (18).

Las corrientes de entrada y salida de esta etapa se detallan en la Tabla 2.9.

Tabla 2.9 - Corrientes de entrada y salida de la etapa de decoloración.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]
Entrada	Sebo Desgomado	5.623,1
	Tierras Activadas	112,5
Salida	Sebo Refinado	5.514
	Tierras Usadas	221,6

Las composiciones del sebo refinado y de las tierras luego de la etapa de decoloración se encuentran en la Tabla 2.10.

Tabla 2.10 - Composición del sebo refinado y de las tierras usadas.

	Componente	Fracción en peso	Aclaraciones
Sebo Refinado	Fosfátidos	0,01%	Equivalente a 5 ppm de fósforo
	Humedad	-	-
	Impurezas	0,26%	-
	Ácidos grasos totales (TFA)	99,73%	Cuya distribución es 49% ácido oleico, 30% ácido palmítico, 21% ácido esteárico. El 11,2% de TFA se encuentran libres.
Tierras Usadas	Humedad	21,6%	-
	Fosfolípidos	8,6%	-
	Tierra Usada	50,8%	-
	Impurezas	6,4%	-
	Sebo	12,7%	-

Debido a que el contenido de impurezas y fosfolípidos es muy baja con respecto a la composición del sebo en ácidos grasos, se simplificará la resolución de los balances de masa asumiendo que la corriente de sebo refinado se compone únicamente por triglicéridos y ácidos grasos libres.

Para el caso de los ácidos grasos libres, que representan el 11,2% de la corriente de sebo refinado, se tomará que tanto el ácido oleico, como palmítico y esteárico se presentan en iguales proporciones con respecto al total.

## 2.5.4 División de corrientes

En este punto, parte del sebo refinado que se ha obtenido será utilizado para abastecer el sector de la planta destinado a la producción de ácidos grasos, mientras la fracción restante se deriva al sector donde se producen mono y diglicéridos.

Debido a que, el proceso de glicerólisis a partir del cual se obtiene una mezcla de mono y diglicéridos, requiere un exceso del 110% de glicerina para que la reacción proceda en las condiciones estipuladas, la fracción de sebo refinado que se deriva a dicho proceso dependerá, en cierta medida, de la glicerina que pueda obtenerse de la reacción de hidrólisis.

Por esto, se ha decidido que el 69% de la corriente mencionada anteriormente se destinará al proceso de hidrólisis, mientras el 31% restante, para el proceso de glicerólisis. Los caudales correspondientes se detallan en la Tabla 2.11.

Tabla 2.11 - Sebo destinado a cada sector de la planta.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]
Entrada	Sebo Refinado	5.514
Salida	Sebo para Hidrólisis	3.805
	Sebo para Glicerólisis	1.709

## 2.5.5 Hidrólisis

En esta etapa ocurre la reacción entre triglicéridos y agua, que sigue un equilibrio cuyos productos son ácidos grasos y glicerol. Para llevar a cabo la reacción en condiciones adecuadas se requiere que el agua ingrese en exceso.

La corriente de agua que ingresa a la etapa en cuestión se compone, por un lado, de agua fresca que ingresa al sistema y por otro del agua que se puede recircular una vez que ha ocurrido la reacción como así también de otras etapas del proceso.

Además se deberá tener en cuenta que la velocidad de reacción se ve favorecida por la presencia de ácidos grasos libres en la corriente de entrada al reactor, con lo cual se recirculan parte de los productos de la reacción, una vez separados de la glicerina, para cumplir con un porcentaje de ácidos grasos libres entre 15 y 20% en peso.

De acuerdo a un estudio efectuado por Sturzenegger y Sturm (1) si la reacción tiene lugar frente a un exceso cercano a 60 moles de agua por cada mol de sebo involucrado la conversión de equilibrio será del 93,9%. Según Lascaray (2), existe una relación entre la conversión y la composición de glicerol en la corriente acuosa a la salida del reactor que viene dada por la Ecuación 2.1 presentada anteriormente, en la que “ $X_e$ ” representa la conversión de equilibrio, mientras “ $y_g$ ” es la fracción másica de glicerol en la corriente acuosa. Conociendo la conversión de equilibrio esperada es posible determinar la composición, expresada como fracción másica, de glicerol en la corriente acuosa que sale del reactor que será cercana al 8%. A su vez, un estudio efectuado por Istyami y colaboradores (8) en el que establecen la distribución de los diferentes componentes en la corrientes que egresan del reactor, se demuestra que es posible asumir que

la corriente rica en ácidos grasos se encuentra libre de glicerol, mientras la corriente acuosa está libre de triglicéridos.

A partir de este análisis se establece la composición de las corrientes de salida del reactor y los resultados se presentan en la Tabla 2.12 acompañados de sus caudales másicos. Estos valores han sido calculados mediante el simulador Unisim Design, a partir de las especificaciones detalladas anteriormente.

**Tabla 2.12** - Corrientes de entrada y salida del reactor de hidrólisis.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]
Entrada	Sebo para Hidrólisis	3.805
	Agua Fresca	234,8
	Agua Recirculada	3.536,3
	Ácidos Grasos Recirculados	260,6
Salida	Ácidos Grasos (1)	3.996,3
	Sebo	202,7
	Agua	71,4
	Ácido Oleico	1.751,5
	Ácido Palmítico	1.131,4
	Ácido Esteárico	839,3
Salida	Agua y Glicerol	3.840,4
	Agua	3.500,9
	Glicerol	339,5

## 2.5.6 Concentrado de glicerol

El objetivo de esta etapa consiste en concentrar la corriente de agua y glicerol, para alcanzar una composición en peso de este último del 90%. El agua eliminada formará parte de la corriente correspondiente al “Agua Recirculada” que se ha definido en la Sección 2.4.5. Se detallan las corrientes de entrada y salida de esta etapa en la Tabla 2.13.

Tabla 2.13 - Corrientes de entrada y salida de la etapa de concentrado del glicerol.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]
Entrada	Agua y Glicerol	3.840,4
Salida	Agua (1)	3.465,5
	Glicerol (1)	374,9
	Agua	35,4
	Glicerol	339,5

La corriente “Agua (1)” se enviará en su totalidad a la entrada del reactor de hidrólisis y pasará a formar parte de la corriente “Agua Recirculada”.

Todo el glicerol que se obtiene luego de concentrar la corriente será enviado directamente a la entrada del proceso de glicerólisis.

## 2.5.7 Eliminación de humedad de ácidos grasos

La corriente “Ácidos Grasos (1)” ingresará a un destilador flash donde se elimina la mayor parte del agua remanente. En la Tabla 2.14 se detallan las corrientes que entran y salen de la etapa.

Tabla 2.14 - Corrientes de entrada y salida de la etapa de eliminación de humedad de ácidos grasos.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]
Entrada	Ácidos Grasos (1)	3.996,3
Salida	Agua (2)	70,7
	Ácidos Grasos (2)	3.925,6
	Sebo	202,7
	Agua	0,7
	Ácido Oleico	1.751,5
	Ácido Palmítico	1.131,4
	Ácido Esteárico	839,3

## 2.5.8 Eliminación de glicéridos

En esta etapa se eliminan los glicéridos presentes en la corriente de ácidos grasos, a saber: monoglicéridos, diglicéridos y triglicéridos. Para el balance de masa se ha simplificado la reacción de hidrólisis de triglicéridos de modo que permita estimar rápidamente la cantidad de productos que se obtendrá. Sin embargo, esto no permite considerar algunos productos intermedios que se generarán, como lo

son los mono y diglicéridos, por lo que la separación se centrará por el momento sólo en los triglicéridos remanentes. En capítulos posteriores se considerarán el resto de los productos intermedios presentes en esta corriente.

La corriente “Ácidos Grasos (2)” ingresará a un destilador donde se separan los glicéridos presentes en ella. En principio se asumirá que los glicéridos se eliminan en su totalidad. En la Tabla 2.15 se detallan las corrientes que entran y salen de la etapa.

**Tabla 2.15** - Corrientes de entrada y salida de la etapa de eliminación de glicéridos de ácidos grasos.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]
Entrada	Ácidos Grasos (2)	3.925,6
Salida	Glicéridos	202,7
	Ácidos Grasos (3)	3.722,9
	Agua	0,7
	Ácido Oleico	1.751,5
	Ácido Palmítico	1.131,4
	Ácido Esteárico	839,3

De la corriente “Ácidos Grasos (3)” un 7% es derivado a la entrada del reactor donde ocurre la hidrólisis, para asegurar entre 15 - 20% de ácidos grasos libres en el sebo que ingresa. Es por ello que la corriente que llega a la etapa de cristalización corresponde al 93% de la corriente “Ácidos Grasos (3)”. En la Tabla 2.16 se detallan los caudales másicos que resultan de la división de la corriente antes mencionada.

**Tabla 2.16** - División de corriente “Ácidos Grasos (3)”.

Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]
Ácidos Grasos (4)	3.462,3
Ácidos Grasos Recirculados	260,6

## 2.5.9 Cristalización y prensado

En esta etapa se separan los ácidos grasos, obteniendo ácido oleico por un lado, y una mezcla de ácido palmítico y esteárico, por otro. Se sabe que del proceso de cristalización la fracción de ácido oleico en la corriente rica en ácido esteárico puede representar alrededor de un 7% de la misma, mientras la fracción de ácido esteárico en la corriente rica en oleico ronda el 2% (19). De cualquier modo estos resultados estarán sujetos a la eficiencia de separación que se alcance en la etapa de prensado, pero se emplearán los valores mencionados anteriormente para efectuar una aproximación inicial.

De este modo se obtienen las corrientes de entrada y salida de la etapa, detalladas en la Tabla 2.17, donde se encuentra también la composición final de los productos obtenidos.

**Tabla 2.17** - Corrientes de entrada y salida de la etapa de cristalización.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]	
Entrada	Ácidos Grasos (4)	3.462,3	
Salida	Fase Oleico	1.708,3	
	Ácido Oleico	1.580	92,5%
	Ácido Palmítico	73,7	4,3%
	Ácido Esteárico	54,6	3,2%
Salida	Fase Esteárico	1754,0	
	Agua	0,7	0,04%
	Ácido Oleico	48,9	41,39%
	Ácido Palmítico	978,5	55,79%
	Ácido Esteárico	725,9	2,78%

## 2.5.10 Glicerólisis

En esta etapa ocurre la reacción entre el sebo refinado y glicerol para la obtención de mono y diglicéridos. La misma se completa en un 96,1% y será necesario un exceso cercano al 110% molar con respecto al sebo que ingresa, proveniente de la reacción de hidrólisis.

Esta reacción se lleva a cabo en presencia de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  como catalizador y se emplea entre un 0,5 - 1 % de la carga total de reactivos. Sin embargo, se deberá tener en cuenta que parte de esta base neutraliza los ácidos grasos libres presentes en la corriente de sebo de entrada para lo cual se asume que la reacción entre ácidos grasos y base sigue una estequiometría 1:2, respectivamente.

El glicerol remanente a la salida del reactor, una vez separado del resto de los productos, se recircula a la entrada del reactor bajo el nombre de “Glicerol (2)”.

La corriente “Glicéridos” que surge luego de separar los triglicéridos presentes en los ácidos grasos a la salida del reactor de hidrólisis se deriva a la entrada del reactor de glicerólisis.

En la Tabla 2.18, que se muestra a continuación, se presentan las corrientes de entrada y salida para esta etapa.

Tabla 2.18 - Corrientes de entrada y salida de la etapa de glicerólisis.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]
Entrada	Sebo para Glicerólisis	1.709
	Sebo	1.518
	Ácidos grasos	191,0
Entrada	Glicerol (1)	374,9
	Glicerol (3)	66,0
	Catalizador	49,7
	Glicéridos	202,7
Salida	Mono y Diglicéridos (1)	2.402,3
	Sebo	67,1
	Agua	48,0
	Glicerol	169,3
	Sales de ácidos grasos	204,2
	Monoglicéridos	1.098,9
	Diglicéridos	791,0
	Catalizador	23,8

## 2.5.11 Neutralización del catalizador

Debido a la alta basicidad de los productos de la reacción de hidrólisis, por la presencia de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , se los neutraliza en presencia de ácido fosfórico ( $\text{H}_3\text{PO}_4$ ) de acuerdo a la reacción que se detalla en la Figura 2.10.

Las sales formadas se eliminarán posteriormente con las sales de ácidos grasos presentes. Las corrientes de entrada y salida a esta etapa se detallan en la Tabla 2.19.

Tabla 2.19 - Corrientes de entrada y salida de la etapa de neutralización.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]
Entrada	Mono y Diglicéridos (1)	2.402,3
	Ácido Neutralizante	31,5
Salida	Mono y Diglicéridos (2)	2.433,8
	Sebo	67,1
	Agua	59,6
	Glicerol	169,3
	Sales de ácidos grasos	204,2
	Monoglicéridos	1.098,9
	Diglicéridos	791,0
	Fosfato ácido de calcio	43,7

### 2.5.12 Decantación de glicerol

Esta etapa se lleva a cabo en un decantador, donde se elimina la mayor parte del glicerol presente en la corriente “Mono y Diglicéridos (2)” donde, según el producto que se desea obtener, su valor no podrá superar el 7% en peso. La fase rica en glicerol, hidrofílica, contiene las sales que se han generado a lo largo del proceso y el agua remanente.

Se dejará decantar el sistema un tiempo suficiente tal que la composición de glicerol en la corriente que contiene mono y diglicéridos sea del 5% en peso.

En la Tabla 2.20 se listan las entradas y salidas de la etapa en cuestión, conjuntamente con la composición porcentual de la corriente de productos.

Tabla 2.20 - Corrientes de entrada y salida de la etapa de separación de glicerol.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]	
Entrada	Mono y Diglicéridos (2)	2.433,8	
Salida	Mono y Diglicéridos (3)	2.247,9	
	Sebo	67,1	3%
	Agua	36,4	1,6%
	Glicerol	103,3	4,6%
	Sales de ácidos grasos	124,6	5,5%
	Monoglicéridos	1.098,9	48,9%
	Diglicéridos	791,0	35,2%
	Fosfato ácido de calcio	26,6	1,2%
Salida	Glicerol (2)	185,9	
	Glicerol	66,0	35,5%
	Agua	23,2	12,5%
	Sales de ácidos grasos	79,6	42,8%
	Fosfato ácido de calcio	17,1	9,2%

### 2.5.13 Eliminación de sales

Para poder recircular la corriente que contiene glicerol hacia la entrada del reactor de glicerólisis se deben eliminar previamente las sales contenidas. Este es el propósito de la presente etapa en la que se asumirá que las sales se separan por completo de la corriente de glicerol, para simplificar los cálculos. La separación se efectúa, típicamente en filtros tipo prensa.

Las corrientes de entrada y salida se presentan en la Tabla 2.21.

Tabla 2.21 - Corrientes de entrada y salida de la etapa de eliminación de sales.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]
Entrada	Glicerol (2)	185,9
	Glicerol (3)	66,0
Salida	Sales	119,9
	Agua	23,2
	Sales de ácidos grasos	79,6
	Fosfato ácido de calcio	17,1

## 2.6 Balance global de la planta

Luego de establecer las corrientes que entran y salen de cada etapa del proceso se procede a realizar un balance global de la planta en su totalidad. Se presenta el detalle de cada caudal que ingresa y deja la planta en la Tabla 2.22, acompañado de la Figura 2.12 que ilustra lo antedicho.

Tabla 2.22 - Corrientes de entrada y salida de la planta.

	Nombre de la corriente	Caudal másico [kg/h]
Entrada	Mucanga	20.000
	Agua	56,4
	Tierra Activada	112,5
	Agua Fresca	234,7
	Catalizador	49,7
	Ácido Neutralizante	31,5
Salida	Expeller	4.560
	Vapores de Cocción	9.800
	Gomas	73,3
	Tierra Usada	221,6
	Sales	119,9
	Fase Oleico	1.708,3
	Fase Esteárico	1.754
	Mono y Diglicéridos (3)	2.247,9

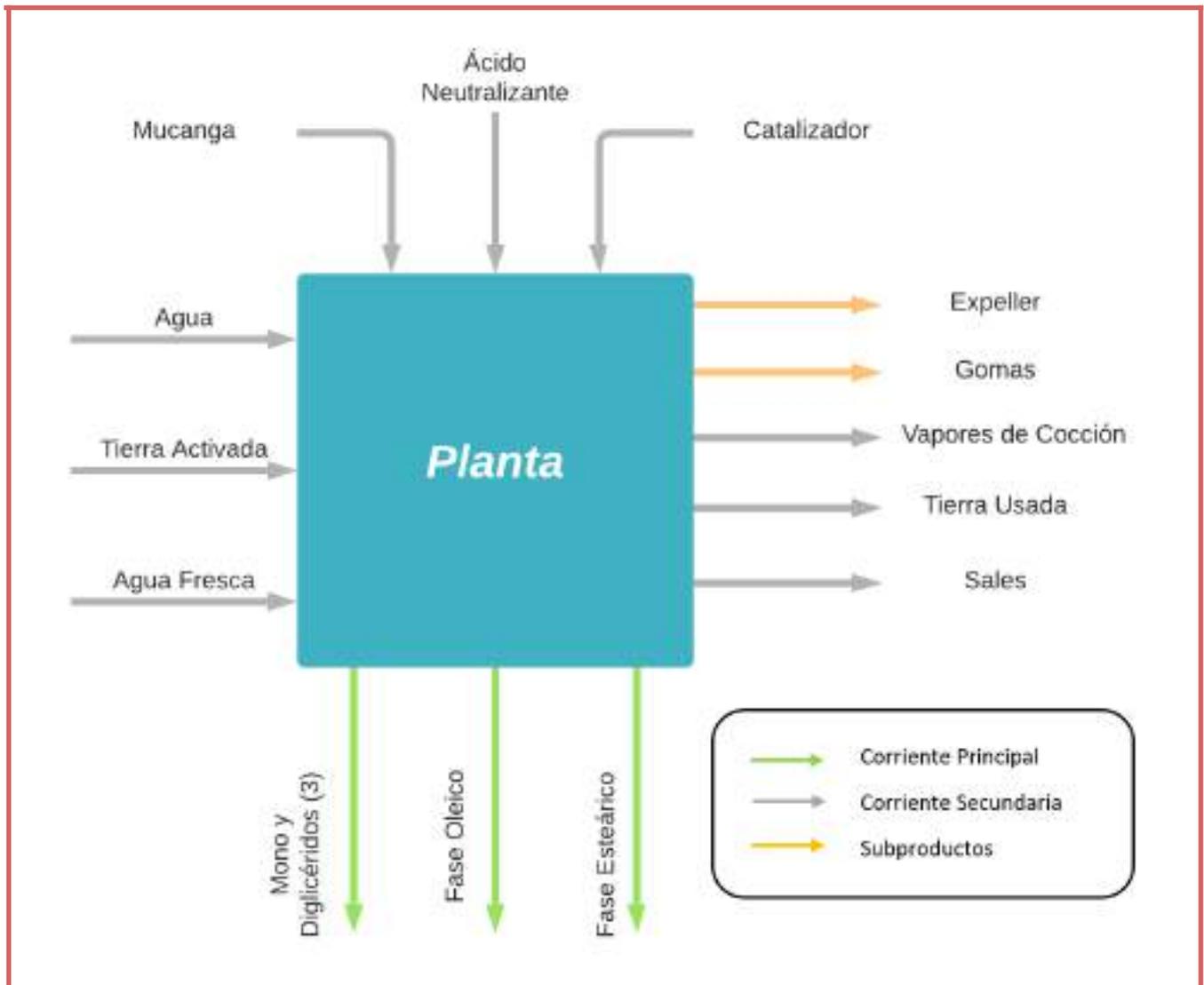


Figura 2.12 - Corrientes de entrada y salida de la planta.

Por último, el volumen de producción resultante de todos los productos principales de la planta resulta de unos 5.700 kg/h, o lo que es lo mismo, 45.200 toneladas anuales, cumpliendo de esta manera con la capacidad instantánea requerida.

## 2.7 Referencias

- (1) Sturzenegger, A., & Sturm, H. (1951). *Hydrolysis of Fats at High Temperatures*. Industrial & Engineering Chemistry, 43(2), 510–515. <https://doi.org/10.1021/ie50494a054>
- (2) Lascaray, L. (1949). *Mechanism of Fat Splitting*. Industrial & Engineering Chemistry, 41(4), 786–790. <https://doi.org/10.1021/ie50472a025>
- (3) Di Domenico Ziero, H., Buller, L. S., Mudhoo, A., Ampese, L. C., Mussatto, S. I., & Carneiro, T. F. (2020). *An overview of subcritical and supercritical water treatment of different biomasses for protein and amino acids production and recovery*. Journal of Environmental Chemical Engineering, 8(5), 104406. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2020.104406>
- (4) Kusdiana, D., & Saka, S. (2004). *Two-Step Preparation for Catalyst-Free Biodiesel Fuel Production: Hydrolysis and Methyl Esterification*. Applied Biochemistry and Biotechnology, 115(1-3), 0781–0792. <https://doi.org/10.1385/abab:115:1-3:0781>
- (5) Okajima, I., & Sako, T. (2014). *Energy conversion of biomass with supercritical and subcritical water using large-scale plants*. Journal of Bioscience and Bioengineering, 117(1), 1–9. <https://doi.org/10.1016/j.jbiosc.2013.06.010>
- (6) Rudan-Tasic, D., Klofutar, C. (1999) *Characteristics Of Vegetable Oils Of Some Slovene Manufacturers*. Department of Food Technology, Biotechnical Faculty, University of Ljubljana SI-1000 Ljubljana, Jamnikarjeva 101, Slovenia. 46(4), pp. 511-521. <http://acta-arhiv.chem-soc.si/46/46-4-511.pdf>
- (7) Moquin, P. H. L., & Temelli, F. (2008). *Kinetic modeling of hydrolysis of canola oil in supercritical media*. The Journal of Supercritical Fluids, 45(1), 94–101. <https://doi.org/10.1016/j.supflu.2007.11.018>
- (8) Istyami, A. N., Soerawidjaja, T. H., & Prakoso, T. (2018). *Mass Balances and Thermodynamics Study of Thermal Triglyceride Hydrolysis*. MATEC Web of Conferences, 156, 05013. <https://doi.org/10.1051/mateconf/201815605013>
- (9) Sonntag, N. O. V. (1982). *Glycerolysis of fats and methyl esters - Status, review and critique*. Journal of the American Oil Chemists' Society, 59(10), 795A–802A. <https://doi.org/10.1007/BF02634442>
- (10) Nouredini, H., & Medikonduru, V. (1997). *Glycerolysis of fats and methyl esters*. Journal of the American Oil Chemists' Society, 74(4), 419–425. <https://doi.org/10.1007/s11746-997-0100-6>
- (11) Eimer, G.A., Ferrero, G.O., Lucini Mas, A. (2017). *Diseño de biocatalizador para la producción continua de mono y diglicéridos*. CONICET. Córdoba, Argentina. A&G; A&G; 3; 108; 9-2017; 474-478. <https://ri.conicet.gov.ar/handle/11336/45586>
- (12) Siregar, A. R., Purba, H. H., Aisyah, S. (2017). *Measuring Overall Equipment Effectiveness (OEE) palm oil mill in Indonesia*. International Journal of Recent Trends in Engineering & Research, 3(12), 164 – 170. doi: 10.23883/ijrter.2017.3551.zq211
- (13) López, D. E., Mullins, J. C., & Bruce, D. A. (2010). *Energy Life Cycle Assessment for the Production of Biodiesel from Rendered Lipids in the United States*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 49(5), 2419–2432. <https://doi.org/10.1021/ie900884x>

- (14) Demmerle, R. L. (1947). *Emersol Process: A Staff Report*. Industrial & Engineering Chemistry, 39(2), 126–131. <https://doi.org/10.1021/ie50446a011>
- (15) Fernández Long, G. (2015). *La refinación física en el procesamiento de aceites tradicionales*. Aproxar. World Congress on Oils & Fats. Santa Fé, Argentina. <https://es.scribd.com/document/393206215/REF6-FernandezLong-1>
- (16) Meeker, D. L. (2006). *Essential Rendering*. Kirby Lithographic Company, Inc., Virginia, Estados Unidos. [https://www.researchgate.net/publication/242411975\\_Rendered\\_products\\_in\\_fish\\_aquaculture\\_feeds](https://www.researchgate.net/publication/242411975_Rendered_products_in_fish_aquaculture_feeds)
- (17) Gupta, M. K. (2017). *Practical Guide to Vegetable Oil Processing*. MG Edible Oil Consulting International, Inc., Lynwood, Texas, Estados Unidos. <https://www.sciencedirect.com/book/9781630670504/practical-guide-to-vegetable-oil-processing>
- (18) Zschau, W. (2001). *Bleaching of edible fats and oils*. European Journal of Lipid Science and Technology, 103(8), 505–551. [https://doi.org/10.1002/1438-9312\(200108\)103:8<505::AID-EJLT505>3.0.CO;2-7](https://doi.org/10.1002/1438-9312(200108)103:8<505::AID-EJLT505>3.0.CO;2-7)
- (19) Subrahmanyam, V. V. R., & Achaya, K. T. (1958). *Crystallization of Indian beef tallow fatty acids from aqueous ethanols*. Journal of the American Oil Chemists' Society, 35(9), 467–469. <https://doi.org/10.1021/ie50446a011>

## 2.8 Bibliografía

- Aiteco Consultores. (2019). *¿Qué es un Diagrama de Flujo de Proceso o Flujograma?*. Aiteco Consultores, Desarrollo y Gestión, S.L. Granada, España. <https://www.aiteco.com/diagrama-de-flujo>
- Archuleta, R. C., (1991). *Non-catalytic steam hydrolysis of fats and oils*. Tesis de Maestría en Ingeniería Química. Montana State University. Montana, Estados Unidos. <https://scholarworks.montana.edu/xmlui/bitstream/handle/1/6952/31762101146486.pdf>
- Bernal, J. M., Lozano, P., García-Verdugo, E., Burguete, M. I., Sánchez-Gómez, G., López-López, G., Pucheault, M., Vaultier, M., & Luis, S. V. (2012). *Supercritical Synthesis of Biodiesel*. Molecules, 17(7), 8696–8719. <https://doi.org/10.3390/molecules17078696>
- Cetina, D. M., (2010). *Estudio de la glicerólisis de trioleína para la producción de monoglicéridos vía enzimática con lipasas de Candida Rugosa y Mucor Miehei*. Tesis de Maestría en Ingeniería Química. Universidad Nacional de Colombia. Bogotá, Colombia. <https://repositorio.unal.edu.co/handle/unal/3469>
- Echeverri, D. A., Cardeño, F., & Rios, L. A. (2010). *Glycerolysis of Soybean Oil with Crude Glycerol Containing Residual Alkaline Catalysts from Biodiesel Production*. Journal of the American Oil Chemists' Society, 88(4), 551–557. <https://doi.org/10.1007/s11746-010-1688-5>
- Ferretti, C. A., (2010). *Valoración catalítica de glicerol: síntesis de monoglicéridos*. Tesis doctoral. Facultad de Ingeniería Química. Universidad Nacional del Litoral. Santa Fe, Argentina. <http://hdl.handle.net/11185/236>

- Feuge, R. O., & Bailey, A. E. (1946). *Modification of vegetable oils*. Oil & Soap, 23(8), 259–264, Table 3. <https://doi.org/10.1007/BF02696133>
- Grompone, M. A. (1991). *Propiedades físicas y químicas de las grasas bovinas fraccionadas e interesterificadas*. Grasas y Aceites, 42 (5), 349 - 355. Facultad de Química. Montevideo, Uruguay. <http://riquim.fq.edu.uy/archive/files/a4837a85ff7a67307bd6c44e407a4457.pdf>
- Holliday, R. L., King, J. W., & List, G. R. (1997). *Hydrolysis of Vegetable Oils in Sub- and Supercritical Water*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 36(3), 932–935. <https://doi.org/10.1021/ie960668f>
- Mehta, T. N., Rao, C. V. N., Laxmikanthan, V., & Shah, S. N. (1955). *Glycerolysis of peanut and mustard oils*. Journal of the American Oil Chemists' Society, 32(9), 478–481. Laxminarayan Institute of Technology, Nagpur University, Nagpur, M. P., India. <https://doi.org/10.1007/BF02639942>
- Berbesi, R., Brooks, D. D., & Hodgson, A. S. (2011). *Optimization of Bleaching Process*. Edible Oil Processing. AOCS Lipid Library. The American Oil Chemists' Society. Urbana, Illinois, Estados Unidos. <https://lipidlibrary.aocs.org/edible-oil-processing/optimization-of-bleaching-process>
- Sonntag, N. O. V. (1979). *Esterification and interesterification*. Journal of the American Oil Chemists' Society, 56 (11 Part 1), 751A–754A. Texas, Estados Unidos. <https://doi.org/10.1007/BF02667436>
- Suzuki, T. (1992). *TMP In Process Industries*. Japan Institute of Plant Maintenance. Productivity Press. Nueva York, Estados Unidos. <https://books.google.com.pe/books?id=yFP5DCKG4MEC&printsec=frontcover#v=onepage&q&f=false>



# 03

## *Diseño del Sistema de Reactores*

# 3 | Diseño del Sistema de Reactores

## 3.1 Introducción

El estudio de las reacciones químicas a escala industrial tiene como objetivo el diseño y funcionamiento adecuado de los reactores. Estos equipos pueden considerarse como el núcleo de todo proceso químico. En ellos tienen lugar las reacciones químicas con el fin de obtener un producto con valor agregado. El funcionamiento del mismo determina si el proceso es rentable, por lo que es la etapa más significativa y la que decide económicamente la posibilidad de llevar a cabo el proceso.

De esta manera, los diseños químico, térmico y mecánico tanto del reactor de hidrólisis como del reactor de glicerólisis, constituyen la parte más esencial en el proceso de obtención de ácidos grasos y de glicéridos del presente proyecto.

El análisis adecuado tanto del modelo como de los parámetros cinéticos, la elección correcta de las condiciones de reacción y la determinación de los caudales de reactivos necesarios, son fundamentales. Esto es así, no sólo para poder obtener las cantidades de producto deseadas sino también para determinar el volumen más conveniente de reactor a emplear.

En conjunto, a partir del volumen de reacción se establecen las dimensiones óptimas del reactor, el material y espesor adecuado para su construcción y de ser necesario, la implementación de un sistema de agitación acorde.

Por último, es importante evaluar la necesidad de intercambio de energía para llevar al reactor a las condiciones térmicas de las reacciones involucradas, de manera de poder establecer si el equipo requiere de algún método de calefacción o enfriamiento. A su vez, para garantizar que se minimicen las pérdidas de calor hacia el exterior, se debe analizar la implementación de un material aislante y determinar el espesor necesario.

## 3.2 Reactor de Hidrólisis

### 3.2.1 Diseño del reactor

El proceso Colgate - Emery es llevado a cabo en reactores tipo columna a contracorriente, donde se ponen en contacto, a alta presión y temperatura, las dos fases que integran el sistema: la fase acuosa que ingresa por el tope y la fase oleosa que ingresa por el fondo. Típicamente, la reacción tiene lugar en la fase oleosa, y la distribución de reactivos y productos en ambas fases estará ligada a la transferencia de masa de cada componente de una fase hacia la otra.

Por lo general, el diseño de reactores heterogéneos a contracorriente utilizan modelos que toman en cuenta la distribución explícita de glicerol (producto de la reacción de hidrólisis) entre las fases, y suelen simplificar la cinética de la reacción, para disminuir la cantidad de parámetros a estimar.

En el presente trabajo, en cambio, se propondrá un modelo cinético auto catalítico que tome en consideración la influencia de la presencia de ácidos grasos libres a la entrada del reactor, y cómo éstos contribuyen a evitar la etapa de inducción característica de la hidrólisis de triglicéridos. La influencia de la distribución explícita de glicerol y el impacto de la transferencia de masa sobre el proceso, se tomarán en cuenta disminuyendo tanto como sea posible el exceso de agua necesario para alcanzar el grado de hidrólisis esperado a la salida del reactor que se diseñará.

### 3.2.1.1 Consideraciones respecto al modelo planteado

En función de lo mencionado anteriormente, se propone plantear un reactor tubular a co-corriente, que opera en condiciones isotérmicas, en el que ocurre una reacción en fase homogénea. Este esquema es análogo al arreglo experimental a partir del cual se han estimado las constantes del modelo cinético propuesto por Milliren et al. (1), en el que el proceso tiene lugar en un reactor batch. En este último caso, las concentraciones de cada componente varían en el tiempo, mientras que en el reactor tubular cambian en cada diferencial de volumen.

La principal desventaja de modelar el reactor como uno tubular a co-corriente recae en la imposibilidad de considerar el efecto de la transferencia de masa entre la fase acuosa y la orgánica. Esto afectará directamente a la reacción de hidrólisis puesto que impacta sobre la presencia de cada componente en el seno de la fase orgánica, que es donde tiene lugar la reacción. Para establecer el efecto que tiene sobre los resultados que se obtendrán posteriormente, se debe estudiar la forma en que ocurre la transferencia de masa, su importancia relativa sobre la velocidad del proceso frente a la cinética intrínseca, y el propósito de operar el reactor en contracorriente.

Para efectuar este análisis se debe tener en cuenta, como se ha mencionado anteriormente, que si bien la hidrólisis de grasas es una reacción homogénea que ocurre en la fase orgánica, tiene lugar en un medio heterogéneo y existen dos procesos de transferencia de masa en sentidos opuestos con respecto a la interfase: difusión de agua hacia el seno de la fase orgánica y difusión de glicerol desde esta última fase hacia la fase acuosa (2). La velocidad global de hidrólisis estará controlada por el mecanismo más lento entre la reacción química y el proceso de difusión. Existen diferentes condiciones bajo las cuales se beneficia uno u otro mecanismo:

- ➔ Llevar a cabo la reacción a temperaturas superiores a 230 °C aumenta la solubilidad del agua en la fase orgánica, al punto de que se encuentra en una proporción suficiente tal que la reacción alcanza grados elevados de conversión.
- ➔ La disposición de corrientes en sentido opuesto permite optimizar la transferencia de masa del glicerol que se forma en la fase orgánica como producto de la reacción hacia la fase acuosa. En el tope del reactor la concentración de glicerol en la fase orgánica es máxima y en este mismo punto el agua se encuentra libre de dicho componente y la fuerza impulsora para la transferencia de masa es máxima. Este es el principal propósito del esquema en contracorriente.

- ➔ El aumento de la temperatura beneficiará también la cinética intrínseca de reacción.
- ➔ La presencia de ácidos grasos libres en la alimentación del reactor contribuye al aumento de la velocidad de reacción, debido a su comportamiento autocatalítico demostrado en estudios efectuados por Minami et al (3).

Se ha comprobado que para reacciones llevadas a cabo en presencia de agua en condiciones subcríticas es posible asumir que la transferencia de masa entre fases es relativamente más rápida que la reacción química. Por lo tanto, el proceso Colgate - Emery puede modelarse a partir de un sistema que considere que la cinética es el mecanismo controlante de la velocidad de reacción global (4).

Todo esto sugiere que el reactor batch, análogo al tubular en co-corriente, a partir del que Milliren et al. estiman las constantes del modelo cinético autocatalítico que han propuesto, tendrá una diferencia sustancial con respecto al reactor tubular en contracorriente: la presencia de glicerol en la fase en la que ocurre la reacción. Puesto que el glicerol es un producto de la reacción, su presencia afectará directamente al grado de hidrólisis alcanzado en el equilibrio, puesto que desplazará este último hacia reactivos. Esto conduce a considerar un exceso de agua mayor al necesario para el esquema en contracorriente, para mantener el grado de conversión en niveles aceptables (al menos superior al 90 %). El efecto de aumentar la cantidad de agua en exceso se traduce en un mayor caudal volumétrico por unidad de tiempo en el reactor o, lo que es lo mismo, un menor tiempo de residencia. El resultado será un mayor volumen de reactor necesario para alcanzar determinada conversión.

En conclusión, modelar el reactor como uno tubular a co-corriente en el que ocurre una reacción autocatalítica en seis etapas permitirá tener en consideración casi todas las variables que afectan la conversión de equilibrio y el tiempo de reacción, excepto la distribución de glicerol entre las fases que coexisten dentro del reactor del proceso Colgate - Emery. Para contrarrestar este inconveniente, que conduce al sobredimensionamiento del equipo, se opta por emplear la menor cantidad de agua en exceso estrictamente necesaria para alcanzar la conversión de equilibrio a volumen infinito dentro del reactor propuesta en la Sección 2.2.1.1.

### 3.2.1.2 Modelo cinético

El modelo cinético propuesto ha sido estudiado por Milliren et al (1). Sin embargo, los parámetros del modelo fueron estimados para la hidrólisis de aceite de soja, por lo cual deberá analizarse su validez para este caso particular, donde la materia prima es sebo vacuno.

De manera simplificada puede asumirse que el sebo vacuno se compone mayoritariamente por ácido oleico, seguido de ácido palmítico y, por último, esteárico. Por otro lado, el aceite de soja está conformado en gran proporción por ácido linoleico, y en menor medida por ácido oleico. Los componentes mayoritarios para cada caso – ácido oleico y linoleico, respectivamente – son muy similares en estructura, conteniendo la misma cantidad de carbonos en su cadena y difiriendo únicamente en la cantidad de dobles enlaces.

Se efectúa, entonces, un análisis del mecanismo de reacción propuesto por Minami et al. (3) que se presenta a continuación en la Figura 3.1.

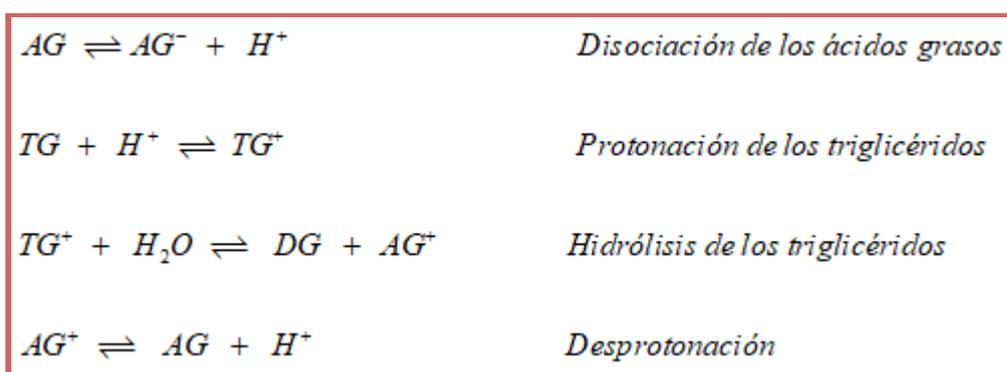


Figura 3.1 - Mecanismo de reacción.

Siendo:

- ➔ AG: ácidos grasos
- ➔ TG: triglicéridos
- ➔ DG: diglicéridos.

En este proceso, los ácidos grasos se disocian eliminando un protón que ataca el oxígeno carbonílico de los triglicéridos. De este modo, el carbono carbonílico se encuentra apto para recibir el ataque nucleofílico del agua. Esto también ocurre, de manera repetida, para los mono y diglicéridos. Entonces, el mecanismo de reacción por el cual procede la hidrólisis es de tipo adición-eliminación y se reconocen tres etapas:

- ➔ Protonación.
- ➔ Adición.
- ➔ Eliminación.

La velocidad de reacción dependerá principalmente de las dos primeras etapas, pero la protonación será la limitante. Es por ello que, desde el punto de vista del mecanismo planteado, las diferencias entre las estructuras moleculares del ácido oleico con respecto al linoleico no son relevantes a la hora de que la reacción tenga lugar. Por este motivo, las constantes cinéticas determinadas por Milliren para aceite de soja se asumen aplicables cuando la reacción se lleva a cabo empleando sebo vacuno.

Por otro lado, Sturzenegger et al. (5) determinaron los tiempos de reacción hasta alcanzar el equilibrio para la hidrólisis de diferentes tipos de aceites, a saber: sebo vacuno, aceite de coco y aceite de maní. Si bien el modelo cinético propuesto por Sturzenegger et al. difiere considerablemente del planteado por Milliren et al., en su estudio demuestra que los tiempos de reacción necesarios para alcanzar un mismo grado de hidrólisis bajo condiciones específicas no presentan diferencias sustanciales. En la Tabla 3.1 se muestran los resultados que respaldan lo antedicho.

Tabla 3.1 - Tiempo de reacción hasta el equilibrio para distintos aceites a diferentes temperaturas. (5)

Temperatura de reacción (°C)	Tiempo para alcanzar el equilibrio (min)		
	Sebo Vacuno	Aceite de Coco	Aceite de Maní
225	156	158	156
240	82	84	85
260	47	46	53
280	34	33	33

Por esto se asume que las constantes cinéticas, estimadas para un modelo que permite determinar el tiempo de reacción para aceites vegetales, serán igualmente válidas para sebo vacuno. Este modelo consta de las reacciones presentes en la Figura 3.2.

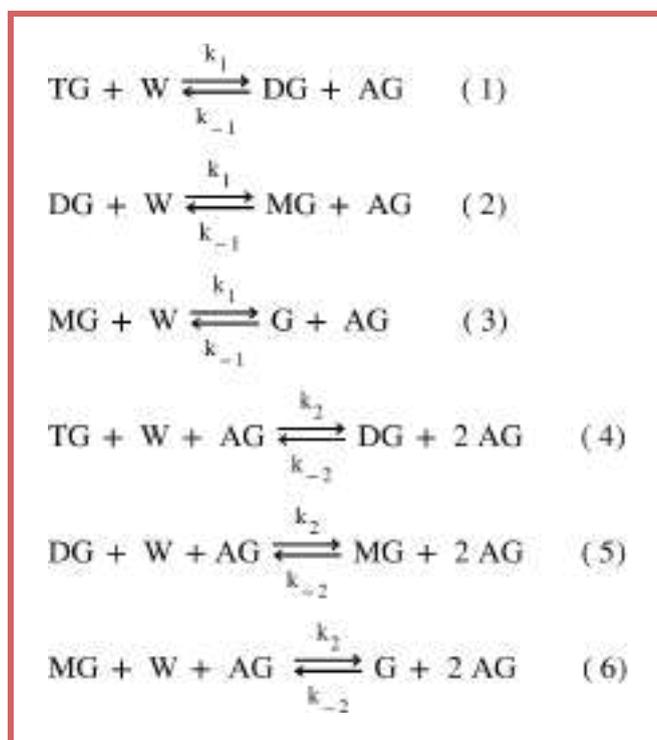


Figura 3.2 - Reacciones que forman parte del modelo considerado.

A la notación utilizada anteriormente para la descripción del mecanismo de reacción se suma ahora:

- ➔ W: agua
- ➔ MG: monoglicéridos
- ➔ G: glicerol

Las consideraciones efectuadas son:

- ➔ Se asume que las constantes cinéticas de las reacciones (1), (2) y (3) son iguales, e independientes de la longitud de la cadena carbonada de los grupos de ácidos grasos que conforman los glicéridos.
- ➔ Lo mismo ocurre para las reacciones (4), (5) y (6), que son las que incluyen el comportamiento autocatalítico del sistema.
- ➔ Las constantes cinéticas exhiben una dependencia tipo Arrhenius con la temperatura.

Generalmente las constantes cinéticas para TG, DG y MG son distintas entre sí, pero del mismo orden de magnitud, según aproximaciones realizadas por Diasakou et al. (6) Es por esto que el modelo empírico propuesto por Milliren et al. las considera iguales y de este modo reduce la cantidad de parámetros a ajustar.

Los parámetros cinéticos reportados en el estudio antes mencionado se incluyen en la Tabla 3.2, y las constantes cinéticas se calcularán a partir de la siguiente expresión:

$$k_i(T) = 10^{\alpha_i} \cdot \exp\left(-\frac{E_i}{R \cdot T}\right) \quad \text{Ecuación 3.1}$$

Las unidades para  $k_1$  y  $k_{-1}$  son (L/mol.min), mientras para  $k_2$  y  $k_{-2}$  son (L<sup>2</sup>/mol<sup>2</sup>.min).

Tabla 3.2 - Parámetros cinéticos.

i	$\alpha_i$	$E_i$ (kJ/mol)
1	5,37	90,29
-1	12,89	158,75
2	0,20	26,77
-2	7,72	95,23

### 3.2.1.3 Estimación de propiedades

Dado que el reactor opera a altas presiones y temperaturas (5 MPa y 260 °C respectivamente) el agua se encuentra en condiciones subcríticas, como se ha mencionado en la Sección 2.2.1.2, y las propiedades del resto de los componentes que intervienen en la reacción deberán ser estimadas de forma adecuada.

Para el cálculo del caudal volumétrico que ingresa al reactor es necesario conocer, entre otros datos, la densidad de cada componente presente en la corriente de entrada, a saber: sebo vacuno, ácidos grasos libres y agua.

La densidad del sebo vacuno se ha estimado empleando los aproximantes de Padé, cuyos parámetros fueron extraídos del estudio de Guerrero et al. (7) El cálculo se efectuó siguiendo la Ecuación 3.2 que se

muestra a continuación. El resultado se obtiene en unidades de (kg/m<sup>3</sup>) y su rango de aplicación es entre 283 y 573 K.

$$\rho_{Sebo}(T) = \frac{1185,32 - 0,8326 \cdot T}{1 + 2,7 \cdot 10^{-12} \cdot T}$$

Ecuación 3.2

Para encontrar la densidad de los ácidos grasos presentes en la corriente de entrada - ácido oleico, ácido palmítico y ácido esteárico, en este caso-, se utiliza la ecuación de Rackett modificada, con parámetros estimados por Halvorsen et al. (8), de acuerdo a la Ecuación 3.3.

$$V_S(T) = \left( \frac{R \cdot T_c}{P_c} \right) \cdot Z_{RA}^{1 + (1 - T_r(T))^{\frac{2}{7}}}$$

Ecuación 3.3

Donde:

- ➔ V<sub>S</sub>: volumen molar del componente
- ➔ T<sub>c</sub>: temperatura crítica
- ➔ P<sub>c</sub>: presión crítica
- ➔ Z<sub>RA</sub>: el parámetro de Rackett,
- ➔ T<sub>r</sub>: temperatura reducida del componente
- ➔ R: constante de gases ideales.

El resultado se obtiene en unidades de (g/L). Los valores de los parámetros antes mencionados para cada especie se incluyen en la Tabla 3.3.

**Tabla 3.3** - Parámetros de la ecuación de Rackett modificada para los ácidos grasos de interés.

Parámetro	Ácido oleico	Ácido esteárico	Ácido palmítico
T <sub>c</sub> (K)	819,5	819	799,9
P <sub>c</sub> (bar)	12,76	12,25	14,08
Z <sub>RA</sub>	0,223	0,2205	0,2267
Rango de temperatura para el cual es válida la estimación (K)	297 - 383	353 - 573	353 - 573

La temperatura reducida y la densidad del componente quedarán determinadas por las siguientes expresiones, donde “PM” es el peso molecular de la especie:

$$T_r(T) = \frac{T}{T_c}$$

Ecuación 3.4

$$\rho_i(T) = \frac{PM_i}{V_S(T)}$$

Ecuación 3.5

Para el caso de la densidad del agua en condiciones subcríticas (5 MPa, 260 °C), se utilizó el diagrama de densidad en función de la presión a distintas temperaturas para agua pura que se muestra en la Figura 3.3.

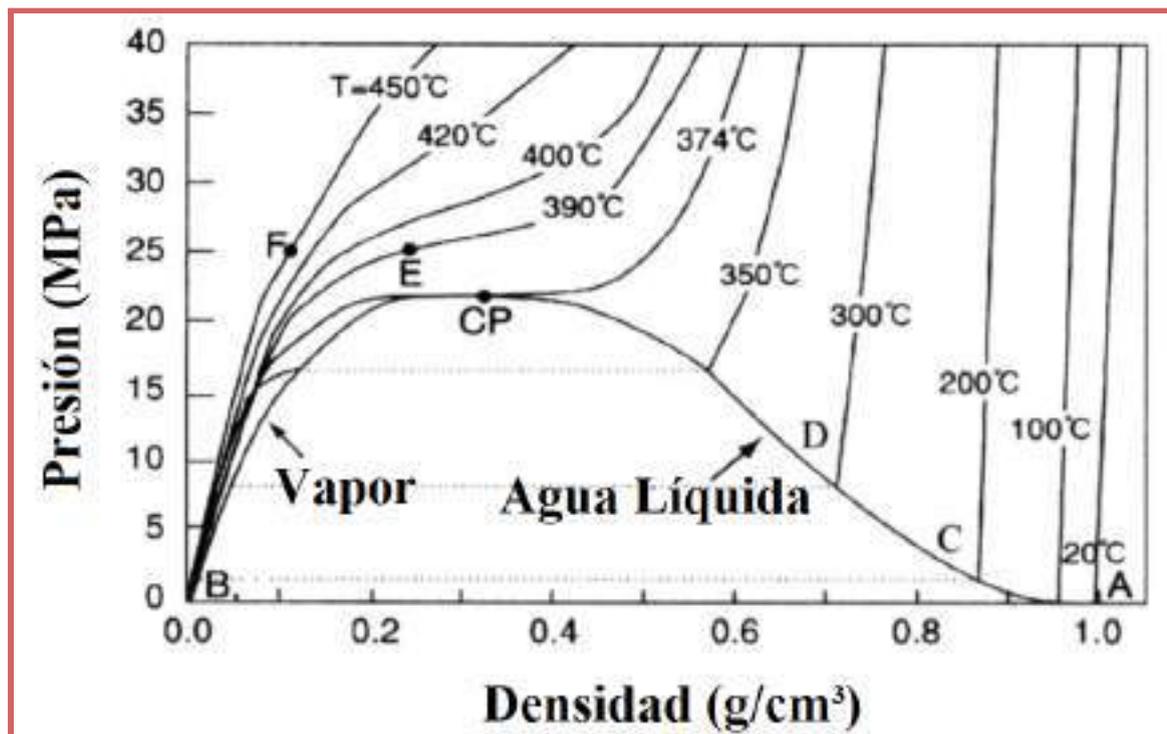


Figura 3.3 - Densidad del agua pura en función de la presión para distintas temperaturas (9).

Finalmente, se presentan en la Tabla 3.4 los valores de densidad para cada componente a la temperatura de trabajo, es decir, 533 K.

Tabla 3.4 - Densidad de componentes que ingresan al reactor.

Componente	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )
Sebo	742
Ácido oleico	721
Ácido esteárico	711
Ácido palmítico	709
Agua	790

El caudal volumétrico quedará calculado por la siguiente ecuación:

$$Q_0 = \frac{W_{IG}}{\rho_{IG}} + \frac{W_W}{\rho_W} + \frac{W_O}{\rho_O} + \frac{W_E}{\rho_E} + \frac{W_P}{\rho_P} \quad \text{Ecuación 3.6}$$

Los subíndices corresponden a:

- ➔ O: ácido oleico
- ➔ E: ácido esteárico
- ➔ P: ácido palmítico

La notación “W” hace referencia a caudales máscicos de entrada, en unidades de (kg/min).

### 3.2.1.4 Condiciones de operación y corrientes de entrada al reactor

Como se ha mencionado anteriormente, el reactor operará a 5 MPa y 260 °C, puesto que bajo estas condiciones es posible llevar a cabo la hidrólisis de sebo vacuno en ausencia de catalizadores. Además, el motivo por el cual se opera a alta presión reside en que se pretende mantener, a la temperatura de trabajo, el agua en estado líquido. Según Forero-Hernández et al., la constante dieléctrica del agua decrece de manera significativa a medida que ésta es calentada a una presión tal que no se vaporice. Esto hace que se comporte de manera similar a un solvente orgánico y, por lo tanto, aumenta su solubilidad en la fase oleosa.

Por otro lado, con el objetivo de cumplir con la relación de glicerol y sebo que ingresa al reactor de glicerólisis, que será analizado en la Sección 3.2, fue necesario recalculer los caudales máscicos de sebo que ingresan a cada reactor con respecto a los propuestos en el balance de masa del capítulo anterior. Esto se debe a que, producto de modelar el reactor de hidrólisis sin tomar en cuenta la transferencia de masa entre fases, se obtuvo una menor producción de glicerol a la salida de la torre. Los nuevos caudales propuestos se presentan en la Tabla 3.5, y serán de interés tanto para esta sección como para el diseño del reactor de glicerólisis. Los mismos han sido calculados luego de completar el diseño de ambos reactores.

**Tabla 3.5 - Caudales máscicos de ingreso a los reactores**

Reactor	Caudal máscico (kg/h)
Hidrólisis	4.426
Glicerólisis	1.088
Total	5.514

### 3.2.1.5 Balances de masa en el reactor tubular

Se plantea un balance de masa por componente, en estado estacionario, para un reactor tubular que se asume opera en flujo pistón (sin retromezclado axial ni radial), según las consideraciones hechas por Alenezi et al. (10) en su modelo. El balance se efectúa en un diferencial de volumen de reactor de acuerdo a lo que se observa en la Figura 3.4.

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

Figura 3.4 - Balance de masa en un diferencial de volumen del reactor de hidrólisis.

En la Figura 3.5 que puede observarse a continuación, se presenta el sistema de ecuaciones diferenciales a partir del cual se ha modelado el reactor. Esto se llevó a cabo mediante la obtención de los perfiles de variación de flujo molar de cada componente dentro del equipo.

$$\begin{aligned} \frac{dF_{TG}}{dV} = r_{TG} &= \frac{-k_1 \cdot F_{TG} \cdot F_W + k_{-1} \cdot F_{DG} \cdot F_{AG}}{Q_0^2} + \frac{-k_2 \cdot F_{TG} \cdot F_W \cdot F_{AG} + k_{-2} \cdot F_{DG} \cdot F_{AG}^2}{Q_0^3} \\ \frac{dF_{DG}}{dV} = r_{DG} &= \frac{k_1 \cdot (F_{TG} \cdot F_W - F_{DG} \cdot F_W) + k_{-1} \cdot (F_{MG} \cdot F_{AG} - F_{DG} \cdot F_{AG})}{Q_0^2} + \frac{k_2 \cdot (F_{TG} \cdot F_W \cdot F_{AG} - F_{DG} \cdot F_W \cdot F_{AG}) + k_{-2} \cdot (F_{MG} \cdot F_{AG}^2 - F_{DG} \cdot F_{AG}^2)}{Q_0^3} \\ \frac{dF_{MG}}{dV} = r_{MG} &= \frac{k_1 \cdot (F_{DG} \cdot F_W - F_{MG} \cdot F_W) + k_{-1} \cdot (F_G \cdot F_{AG} - F_{MG} \cdot F_{AG})}{Q_0^2} + \frac{k_2 \cdot (F_{DG} \cdot F_W \cdot F_{AG} - F_{MG} \cdot F_W \cdot F_{AG}) + k_{-2} \cdot (F_G \cdot F_{AG}^2 - F_{MG} \cdot F_{AG}^2)}{Q_0^3} \\ \frac{dF_G}{dV} = r_G &= \frac{-k_1 \cdot F_G \cdot F_W + k_{-1} \cdot F_{MG} \cdot F_{AG}}{Q_0^2} + \frac{k_2 \cdot F_{MG} \cdot F_W \cdot F_{AG} - k_{-2} \cdot F_G \cdot F_{AG}^2}{Q_0^3} \\ \frac{dF_W}{dV} = r_W &= \frac{-k_1 \cdot (F_{TG} + F_{DG} + F_{MG}) \cdot F_W + k_{-1} \cdot (F_{DG} + F_{MG} + F_G) \cdot F_{AG}}{Q_0^2} + \frac{-k_2 \cdot (F_{TG} + F_{DG} + F_{MG}) \cdot F_W \cdot F_{AG} + k_{-2} \cdot (F_{DG} + F_{MG} + F_G) \cdot F_{AG}^2}{Q_0^3} \\ \frac{dF_{AG}}{dV} = r_{AG} &= \frac{k_1 \cdot (F_{TG} + F_{DG} + F_{MG}) \cdot F_W - k_{-1} \cdot (F_{DG} + F_{MG} + F_G) \cdot F_{AG}}{Q_0^2} + \frac{k_2 \cdot (F_{TG} + F_{DG} + F_{MG}) \cdot F_W \cdot F_{AG} - k_{-2} \cdot (F_{DG} + F_{MG} + F_G) \cdot F_{AG}^2}{Q_0^3} \end{aligned}$$

Figura 3.5 - Sistema de ecuaciones diferenciales para el diseño del reactor.

Haciendo uso de una herramienta de cálculo, en este caso Mathcad, se ingresa el sistema de ecuaciones diferenciales y se resuelve mediante un método numérico: Runge - Kutta de cuarto orden. Se obtienen entonces los perfiles de caudal molar en función del volumen del reactor, como puede observarse en la Figura 3.6.

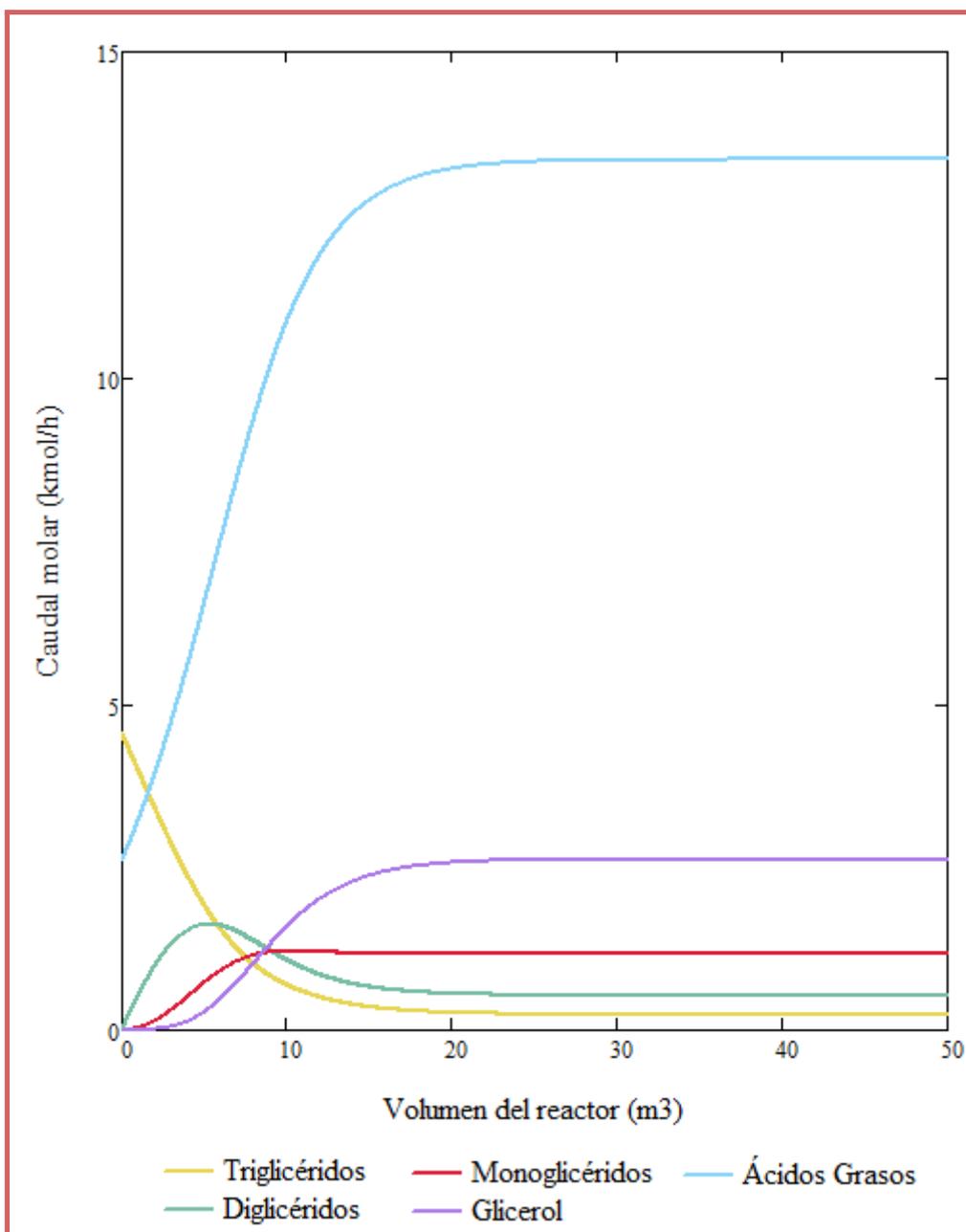


Figura 3.6 - Perfiles de caudal molar de cada componente en función del volumen del reactor.

Se puede determinar, por otro lado, que la máxima conversión alcanzada - para triglicéridos - a un volumen de reactor infinito es de 94,8 %. Se propone, como objetivo, diseñar un reactor que logre un 99% de dicha conversión para alcanzar aquella establecida en la Sección 2.2.1.1 del Capítulo 2.

$$\text{Conversión de salida} = 0,99 + 94,8 \% = 93,9 \%$$

Se determina que será suficiente con un reactor de **18,45 m<sup>3</sup>** para alcanzar la conversión de triglicéridos especificada.

### 3.2.1.6 Resultados obtenidos a partir del esquema propuesto

Por último, en la Tabla 3.6 se presentan los caudales molares de entrada y salida de cada componente al reactor.

**Tabla 3.6** - Caudales molares de entrada y salida al sistema de reactores.

Componente	Entrada		Salida	
	Caudal molar (kmol/h)	Caudal másico (kg/h)	Caudal molar (kmol/h)	Caudal másico (kg/h)
TG (sin ácidos grasos libres)	4,56	3.930,29	0,28	247,92
DG	0	0	0,57	353,97
MG	0	0	1,17	417,16
G	0	0	2,53	232,9
Agua	202,99	3.653,85	192,47	3.467,4
Ácidos grasos	2,60	742,21	13,13	3.607

## 3.2.2 Diseño mecánico

Para la elección de los materiales a utilizar en el reactor de hidrólisis, se deben tener en cuenta los fluidos y los equipos involucrados en esta parte del proceso. Además, en cuanto al diseño mecánico, también se debe considerar la forma en que se ingresa o se extrae un fluido del reactor, por lo que a continuación se detalla lo que ocurre en el proceso.

La materia prima, que inicialmente se encuentra en los tanques de almacenamiento, pasa a través de un intercambiador de calor. Luego, se carga en la parte inferior de la columna de hidrólisis (a un metro de altura desde el fondo), mediante una bomba de alimentación de tipo émbolo de alta presión. A continuación, ingresa a través de un anillo de purga que rompe la grasa en pequeñas gotas y, a medida que se calienta, sube a través de la sección de acumulación de agua dulce donde su temperatura aumenta por contacto directo con la misma. Después de pasar a través de la interfaz agua-grasa, la grasa se calienta aún más por vapor directo que ingresa en el reactor, mediante tres alimentaciones ubicadas en la sección central de la columna.

En cuanto al agua, al igual que la materia prima, se calienta por medio de un intercambiador, pero ingresa a la parte superior de la columna a través de un anillo de purga mediante una bomba de émbolo de alta presión. El agua se calienta por contacto directo con el ácido graso en una sección de tipo bandeja y luego se vuelve a dispersar por una placa distribuidora. El agua, en forma de gotas finas, cae a través de la columna, y el agua dulce - conformada por la mezcla de agua y glicerol - se acumula en la parte inferior de la torre antes de la descarga mediante un controlador de interfaz automático. El ácido graso se descarga desde la parte superior de la torre a través de una válvula de control de contrapresión, que mantiene la

columna a presión de trabajo. La columna está completamente llena de líquidos y se evita la vaporización del agua manteniendo en exceso la presión de vapor del agua a la temperatura de funcionamiento.

Todo lo antes mencionado se esquematiza a continuación, en la Figura 3.7.

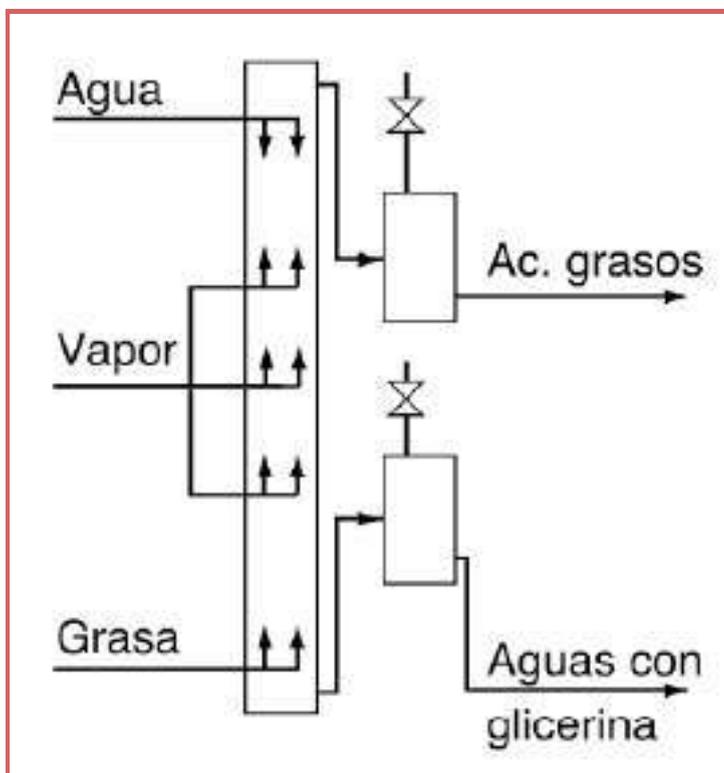


Figura 3.7 - Esquema del reactor con sus corrientes de entrada y salida.

En cuanto a los materiales, si bien el acero inoxidable 316 y el Inconel de tipo sólidos soportan altas presiones de operación, el Inconel es más atacado por los ácidos grasos y agua a alta temperatura. La velocidad de corrosión para los materiales antes mencionados se incluye en la Tabla 3.7.

Uno de los requisitos más importantes para la construcción de equipos que operarán a alta presión es que los materiales cuenten con una buena resistencia a la corrosión.

Tabla 3.7 - Efecto de la corrosión producida por la materia prima. (11)

	Inconel	Acero inoxidable 316
Corrosión (metros por año)	0,00025	0,0001

Además se debe tener en cuenta los valores de temperatura y tensión máxima permisible (que se establecen en la Sección VIII del Código ASME, que gobierna el diseño y la construcción de todos los recipientes a presión, cuyas presiones de operación son superiores a 1 bar). Como se observa en la Tabla 3.8, el acero inoxidable 316 cumple con los requisitos, por lo cual se define la utilización del mismo para dicha parte del proceso. También fueron tabulados algunos datos adicionales, propios del material, que luego se requieren para la determinación del espesor de las paredes del reactor. Se debe tener en cuenta que los

valores son informados en unidades de ksi por los establecido en el Código ASME, y que 1 ksi es equivalente a 1000 psi ó a 68.95 bar.

Tabla 3.8 - Propiedades del acero inoxidable 316. (12)

Resistencia a la tracción mínima (ksi)	Límite elástico mínimo (ksi)	Temperatura máxima (°C)	Tensión máxima permitida a 260°C (ksi)
75	30	815,55	18

Luego de haber determinado el material, se calcula el espesor correspondiente al reactor de hidrólisis utilizando la siguiente ecuación extraída del código ASME para carcasas cilíndricas sometidas a presión interna.

$$Espesor = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C1 + C2 \quad \text{Ecuación 3.7}$$

Para la Ecuación 3.7 se ha utilizado la siguiente notación:

- ➔ Espesor: corresponde a las paredes del reactor.
- ➔ P: presión de diseño (psi).
- ➔ R: radio interno (in).
- ➔ S: tensión máxima admisible (psi).
- ➔ E: factor de soldadura.
- ➔ C1: margen de corrosión.
- ➔ C2: margen de fabricación.

Al reemplazar por los valores que se muestran en la Tabla 3.9, se halla el valor del espesor buscado.

Tabla 3.9 - Valores y detalle del cálculo del espesor.

Parámetro	Valor	Detalle	Resultado
P	725,19 psi+10%=797,71 psi	Se considera un 10% más de la presión de operación	Espesor = 2,89 in = 0,073 m
R	0,5 m = 19,685 in	Radio interno del reactor	
S	18000 psi	Tensión máxima admisible de la Tabla 3.7	
E	1	Valor adecuado para el reactor de hidrólisis	
C1	1 in	Margen de corrosión para cualquier material	
C2	1 in	Margen de fabricación	

Finalmente, para establecer las dimensiones del reactor a partir del volumen hallado luego del diseño, se tienen en cuenta los diámetros típicos establecidos por diferentes autores, que se incluyen en la Tabla 3.10.

**Tabla 3.10** - Rangos para el diámetro y altura de la columna según distintos autores.

Autor	Diámetro (m)	Altura (m)
Sonntag (13)	0,508 - 1,21	18,3 - 24,4
Jones (14)	0,66	22,4

Se propone entonces un diámetro de torre de **1 m**, que cae en el rango propuesto por Sonntag y es muy cercano al establecido por Jones. Con este valor y el volumen del reactor ( $18,45 \text{ m}^3$ ) se calcula la altura de la columna, de acuerdo a la Ecuación 3.8.

$$H = \frac{4.V}{\pi.D^2} \quad \text{Ecuación 3.8}$$

El reactor de hidrólisis, entonces, presenta una altura de **23,5 m**.

### 3.2.3 Diseño térmico

En cuanto al diseño térmico que acompaña al reactor de hidrólisis se deben tener en cuenta varios aspectos. En primer instancia, se debe considerar el precalentamiento de las corrientes, tanto de la corriente de agua que luego ingresa por la parte superior del reactor (columna de pulverización en contracorriente), como la corriente de materia prima (sebo vacuno, TG) que luego ingresa por la parte inferior de la columna. En segunda instancia, se alimenta en la zona central del reactor, distintas alimentaciones de vapor vivo que permiten proporcionar el calor necesario para que la columna se encuentre a la temperatura de operación, de  $260^\circ\text{C}$ . Además se debe tener en cuenta que para poder operar el sistema en forma isotérmica, se debe agregar un aislante que permita que el calor se disipe hacia los alrededores.

#### 3.2.3.1 Acondicionamiento de las corrientes de reactivos

Precalentar las corrientes que ingresan al reactor permite reducir el requerimiento de vapor, evitar las pérdidas de calor por radiación, favorecer la transferencia uniforme de calor, y facilitar la reacción de hidrólisis para poder obtener los productos deseados.

La corriente de sebo debe precalentarse a una temperatura que no exceda su valor de descomposición de  $280^\circ\text{C}$ , pero debe permitir que la grasa se encuentre lo suficientemente líquida para ser bombeada hacia el reactor. Teniendo esto en cuenta se establece un valor de  $130^\circ\text{C}$ , que coincide a su vez con la temperatura de trabajo del reactor de glicerólisis detallado en la Sección 3.3.1.1.

Dado que la reacción de hidrólisis sucede en fase líquida, la temperatura de la corriente de agua no debe exceder los 100 °C. Entonces, se fija en 94 °C tanto para asegurar que se encuentre en estado líquido al ingresar al reactor, de acuerdo a la presión a la que se encuentra esta corriente (Sección 4.4), como para evitar daños en el sistema de impulsión.

El precalentamiento de ambas corrientes implica un intercambio de energía con otra corriente del proceso, o bien con una corriente auxiliar, y se analiza en la Sección 5.3 de integración energética.

### 3.2.3.2 Aislación del reactor

Se hace imprescindible colocar un material aislante que recubra la pared externa del reactor, ya que éste opera a una temperatura muy elevada, y es necesario mantener la superficie del equipo a una temperatura constante que permita operar el equipo de forma isotérmica. Además, es útil para que los operarios puedan acceder a ella, con las respectivas medidas de seguridad, sin quemarse ni sufrir daños físicos. Este aislamiento proporcionará un ahorro de energía al conservarse mejor el calor interior y además reducirá el ruido y la vibración.

El cálculo del espesor del aislante necesario se basa en la convección y la conducción de transferencia de calor. La Figura 3.11, ilustra un esquema de las temperaturas y los radios de las paredes del reactor y el ya nombrado aislante.

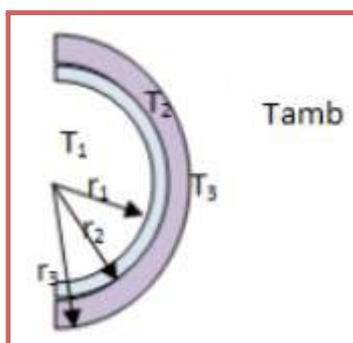


Figura 3.11 - Esquema del aislante térmico.

Donde:

- ➔  $T_1$ : temperatura en el interior del reactor
- ➔  $T_2$ : temperatura del interfaz entre la pared del reactor y el aislante
- ➔  $T_3$ : temperatura externa del reactor que se encuentra en contacto con el aire
- ➔  $T_{amb}$ : temperatura del ambiente exterior
- ➔  $r_1$ : radio interno de la pared del reactor
- ➔  $r_2$ : radio externo de la pared del reactor
- ➔  $r_3$ : radio externo del aislante

Los valores de  $r_1$  y  $r_2$  se pueden determinar a partir del espesor hallado en el diseño mecánico, por lo que son conocidos. La temperatura en el interior de la pared del reactor ( $T_1$ ) es la de operación (260°C) y  $T_3$  se impone en 40 °C, una temperatura con la que se pueda trabajar directamente sobre el reactor y asumiendo que se encuentra fuertemente aislada para minimizar las pérdidas de calor. Teniendo en cuenta que la

máxima temperatura que soporta la piel del ser humano sin sufrir ningún tipo de quemaduras es de 44°C (15). La temperatura ambiente se considera igual a 25°C.

El método de resolución consistirá en la resolución de tres ecuaciones con tres incógnitas, de las cuales se obtendrá “T<sub>2</sub>”, “Q” (calor intercambiado) y “r<sub>3</sub>” con la ayuda de Mathcad, que se desarrollará posteriormente.

Previo a la resolución se deberán analizar las ecuaciones que rigen la convección sobre superficies, tanto natural como forzada y evaluar cual predomina como se observa en la Tabla 3.11. La transferencia de calor por convección depende de la variación de la temperatura sobre la superficie y de las propiedades termofísicas del fluido que interviene.

Tabla 3.11 - Comparación entre convección forzada y natural.

Nomenclatura	Parámetro	¿Cómo se define el parámetro?	Convección natural	Convección forzada
L <sub>c</sub>	Longitud característica	Volumen/Área	$\frac{V}{\pi \cdot D \cdot H + 2 \cdot \pi \cdot r^2} = 0,245 \text{ m}$	
β	Coefficiente de expansión volumétrica	La inversa de la temperatura de película en Kelvin	$\beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{\left(\frac{T_{amb} + T_3}{2}\right)}$	-
g	Gravedad	Bibliografía	$9,8 \frac{m}{s^2}$	-
ν	Viscosidad cinemática	A partir de tablas de aire seco a presión atmosférica (16) evaluado a la temperatura de película (T <sub>f</sub> )	$15,704 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{s}$	-
μ	Viscosidad dinámica		-	$18,536 \cdot 10^{-6} \frac{N \cdot s}{m^2}$
δ	Densidad		-	$1,18 \frac{kg}{m^3}$
v	Velocidad	Según escala de Beaufort (nivel 3 en la Tabla AII.1) teniendo en cuenta la ubicación de la planta	-	$4 \frac{m}{s}$
<b>Cálculo del número de Reynolds y Grashof</b>			$Gr = \frac{\beta \cdot g \cdot (T_3 - T_{amb}) \cdot L_c^3}{\nu^2}$	$Re = \frac{\delta \cdot v \cdot L_c}{\mu}$
<b>Comparación</b>		<1 predomina convección forzada	$\frac{Gr}{Re^2} = \frac{2,86 \cdot 10^7}{(6,23 \cdot 10^4)^2} = 0,0074 \rightarrow <1$	
		= 1 ambas aportan por igual		
		>1 predomina convección natural		

Al hallar que predomina la convección forzada se debe buscar una correlación en tablas, que sea acorde a las condiciones del reactor, para poder hallar el coeficiente de transferencia por convección “h” en unidades de (W/m<sup>2</sup>.°C). Mediante la siguiente correlación de Churchill-Berstein se calculó el coeficiente a partir del número de Nusselt.

$$Nu_D = 0,3 + \frac{0,62 \cdot (Re_D)^{\frac{1}{2}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{Pr}\right)^{\frac{2}{3}}\right]^{\frac{1}{4}}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re_D}{282000}\right)^{\frac{5}{8}}\right]^{\frac{4}{5}}$$

**Ecuación 3.9**

Teniendo en cuenta que el número de Nusselt se define a partir de la longitud característica, en este caso la misma es el diámetro del reactor, por lo que queda expresado de la siguiente manera:

$$Nu = \frac{h \cdot L_c}{k} \rightarrow Nu_D = \frac{h \cdot D}{k}$$

**Ecuación 3.10**

Donde “k” es la conductividad del fluido, “L<sub>c</sub>” la longitud característica que dependerá de la geometría de la superficie y “h” el coeficiente de transferencia de calor.

Al igual que el número de Reynolds, el cual queda expresado de la siguiente manera:

$$Re = \frac{\delta \cdot v \cdot L_c}{\mu} \rightarrow Re_D = \frac{\delta \cdot v \cdot D}{\mu}$$

**Ecuación 3.11**

Y por último, el número de Prandtl se define a partir de la expresión presentada en la Ecuación 3.12.

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

**Ecuación 3.12**

De todas formas, también es posible obtenerlo de tablas, al igual que las otras propiedades del aire a la temperatura de película, y para este caso resulta igual a 0,7293.

Cuando se conoce el número promedio de Nusselt, el cual es 420,93 - adimensional - y, por consiguiente, el coeficiente promedio de convección (h=10,77 W/m<sup>2</sup>.°C), se procede a determinar “T<sub>2</sub>”, “Q” (calor intercambiado) y “r<sub>3</sub>”, como se indicó anteriormente. A partir de las ecuaciones involucradas en el sistema (3.13, 3.14 y 3.15); las mismas se hallan en la Tabla 3.12, con sus correspondientes valores de cada

una de las variables involucradas, se obtienen dichas variables. Las temperaturas y lo que simboliza cada radio, se observa en la Figura 3.3 antepuesta.

**Tabla 3.12** - Expresiones involucradas para determinar el espesor del aislante.

	Expresión	Detalle
Conducción en la pared del reactor Ecuación 3.13	$Q = 2 \cdot \pi \cdot H \cdot k_{acero} \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}$	$k_{acero} = 21,546 \frac{W}{m \cdot ^\circ C}$ (a 260° C) (16)
		$T_1 = T_{int} = 260^\circ C$
		$r_1 = 0,5 m$ (radio interno del reactor)
		$r_2 = 0,573 m$ ( $r_1 + \text{espesor}$ )
Conducción en el aislante Ecuación 3.14	$Q = 2 \cdot \pi \cdot H \cdot k_{aislante} \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}$	$k_{aislante} = 0,023 \frac{W}{m \cdot ^\circ C}$ (16) (lana de vidrio)
		$T_3 = 40^\circ C$
Convección entre el reactor y el ambiente Ecuación 3.15	$Q = h \cdot 2 \cdot \pi \cdot H \cdot r_3 \cdot (T_3 - T_{amb})$	$h = 10,77 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$
		$T_{amb} = 25^\circ C$
Radiación entre el reactor y los alrededores Ecuación 3.16	$Q = \epsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot H \cdot r_3 \cdot [(T_3)^4 - (T_{amb})^4]$	No se considera a temperaturas bajas, ya que es despreciable frente a la convección forzada

Como se dijo anteriormente, a partir de la resolución de las Ecuaciones 3.13, 3.14 y 3.15 se halla el calor involucrado de 14378,7 W=14,4 kW;  $T_2 = 259,4^\circ C$  (temperatura en la interfaz reactor/aislante) y  $r_3 = 0,6 m$ . Por lo que el espesor del aislante es de 0,03 m (3 cm).

En cuanto a las características más importantes que deben aportar los materiales aislantes se encuentran las siguientes: debe ser seguro, es decir, que no deben producir humos ni arder; debe ser resistente a químicos y solventes; debe generar un ahorro de energía, ya que al colocarlo se busca disminuir el flujo de calor a través del material; debe tener baja permeabilidad de vapor y humedad y alta permeabilidad de aire.

Por lo que, para seleccionar el aislante se pueden analizar sus propiedades materiales y el límite de temperatura al cual trabajan, algunas opciones pueden verse en la siguiente Tabla 3.13.

Tabla 3.13 - Materiales aislantes industriales. (17)

Material	Características	Rango de Temperatura (°C)
Lana de vidrio	No corrosiva, gran resistencia química, ignífuga.	0 a 800
Espuma de poliuretano	Resistencia química pero no a ácidos, flexible, barrera de vapor de agua y reduce el riesgo de condensación.	-220 a 175
Vidrio cocido	Aislante térmico y de protección contra el fuego.	-265 a 430
Fibra cerámica	Resistente, flexible y ligera.	1200

De acuerdo a sus condiciones de aplicación y propiedades, se selecciona la lana de vidrio como material aislante. Este se obtiene fundiendo vidrio reciclado combinado con arena y otorga aislación térmica, acústica y protección contra el fuego. En instalaciones industriales, gracias a su amplio rango de temperatura de trabajo, se utiliza para el aislamiento térmico de equipos. Además es elástico, resistente, completamente reciclable y económico.

Como se indicó anteriormente, el aislamiento proporciona un ahorro de energía al conservarse mejor el calor interior, lo cual se ve evidenciado a partir de los valores que toma el calor involucrado en ambos casos. A partir de la Ecuación 3.17, que se detalla en la Tabla 3.14, se obtiene el calor involucrado en el caso de no utilizar un aislante.

Tabla 3.14 - Expresión involucrada en el calor disipado sin aislante.

Expresión global en forma de resistencias Ecuación 3.17	$Q = \left( \frac{1}{h \cdot r_3} + \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_{acero}} \right)^{-1} \cdot 2 \cdot \pi \cdot H \cdot (T_1 - T_{amb}) = 216.418,5 \text{ W} = 216,4 \text{ kW}$
--	--

Al observar los valores se demuestra que con la incorporación del aislante se disipa el 6,6 % del calor que se disipará si el reactor no tuviera un aislante. Ya que con aislante se liberan 14,4 kW y sin aislante 216,4 kW.

### 3.2.3.3 Vapor vivo que ingresa a la columna

Ambos reactivos, tanto el sebo que asciende por el reactor de hidrólisis como el agua que desciende por el mismo, son abruptamente calentados gracias a la introducción de vapor vivo a la columna. La cantidad debe ser limitada de manera de permitir que se enfríe y luego condense al entrar en contacto con los componentes más fríos, es decir con los reactivos ya mencionados, y en consecuencia descargue su calor latente de condensación en la zona inmediata a la de introducción.

El vapor es suministrado por una caldera a 48 bar de presión, por lo que luego con la ayuda de un compresor de vapor se aumenta hasta la presión requerida por el reactor de hidrólisis. Es particularmente ventajoso usar este sistema cuando se produce vapor en la sala de calderas de la planta principal.

Al salir de dicha sala, el vapor se encuentra saturado (48 bar, 262,7°C) y debe comprimirse (se asume isentrópicamente) para aumentar su presión y así introducirlo por tres entradas en la zona central del reactor. Por un lado, con la ayuda del diagrama de Mollier se pudo determinar la temperatura que alcanza el vapor al aumentar su presión hasta 50 bar (presión de operación), la cual es de 270°C. Al ingresar al reactor, el vapor se des-sobrecalienta hasta saturarse, y luego se subenfria hasta llegar a la temperatura de operación de 260°C. Teniendo en cuenta que el calor latente que se libera al cambiar de estado es más significativo que el calor sensible que se libera al disminuir la temperatura. En el balance, en el que se halla el caudal de vapor, se tienen en cuenta dichos cambios, como se muestra en la siguiente expresión:

$$m_{\text{vapor}} \cdot \Delta H_{\text{vapor}(50 \text{ bar})} = m_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua}}} \cdot (T_{\text{agua},i} - T_{\text{op}}) + m_{\text{sebo}} \cdot C_{p_{\text{sebo}}} \cdot (T_{\text{sebo},i} - T_{\text{op}}) + x_{\text{tot}} \cdot F_{A0} \cdot \Delta H_r + Q_{\text{perdido}}$$

Ecuación 3.18

El caudal de agua queda definido por la Ecuación 3.19, es decir por la suma de la corriente de agua recirculada de otras etapas del proceso y la corriente de vapor condensado.

$$m_{\text{agua de hidrólisis}} = m_{\text{agua}} + m_{\text{vapor}} \quad \text{Ecuación 3.19}$$

Por su parte, la temperatura del agua a la entrada ( $T_{\text{agua},i}$ ) se establece en 94 °C de acuerdo a lo determinado en la Sección 3.2.3.1.

A partir de los parámetros que se detallan en la Tabla 3.15, se obtiene el caudal de vapor necesario para aumentar la temperatura de las corrientes que ingresan al reactor (agua y TG) hasta la temperatura de operación y mantener la torre, con la ayuda del aislante, a temperatura constante.

Tabla 3.15 - Valores y detalle del cálculo del caudal de vapor vivo.

Parámetro	Valor	Detalle	Resultado
$\Delta H$ vaporización	1.640,1 kJ/kg	Entalpía de vaporización. Se extrae de tablas de vapor a 50 bar. (16)	$m_{\text{vapor}} = 0,484 \text{ kg/s}$  $m_{\text{agua}} = 0,531 \text{ kg/s}$
$C_{p,\text{agua}}$	4,99 kJ/kg.°C	Capacidad calorífica del agua. Se extrae de la Figura A11.1.	
$T_v$	270°C	Temperatura que alcanza el vapor al ser comprimido hasta los 50 bar.	
$m_{\text{agua hidrólisis}}$	3.653,85 kg/h = 1,015 kg/s	Caudal de alimentación de agua al reactor, se extrae de la Tabla 3.6.	
$T_{\text{agua},i}$	94 °C	Temperatura de entrada del agua	
$m_{\text{sebo}}$	4.426 kg/h = 1,229 kg/s	Caudal de alimentación de sebo al reactor, se extrae de la Tabla 3.6.	
$C_{p,\text{sebo}}$	2,455 kJ/kg.°C	Capacidad calorífica del sebo. Se calcula a la temperatura intermedia entre $T_{\text{agua},i}$ y $T_{\text{operación}}$ , a partir de la expresión de la Tabla A11.2.	
$T_{\text{sebo},i}$	130 °C	Temperatura de entrada del sebo	
$T_{\text{op}}$	260 °C	Temperatura de operación del reactor	
$x_{\text{TOT}}$	0,939	Conversión alcanzada.	
$\Delta H_r$	-320,6 kJ/kmol	Variación de entalpía de reacción. Se extrae de la Tabla 2.1.	
$F_{\text{AO}}$	0,0014 kmol/s	Caudal de alimentación de TG a la columna, en kmol/s.	
$Q_{\text{perdido}}$	14,4 kW	Calor perdido que se calcula en la Sección 3.2.3.2.	

Con respecto a las calderas, las mismas pueden clasificarse en función de la posición relativa de los fluidos en pirotubulares (tubos de humo) o acuotubulares (tubos de agua); de acuerdo a las necesidades del proceso (agua caliente, vapor saturado, vapor sobrecalentado); al tipo de tiro (natural, forzado, equilibrado) y a la presión de operación (baja, mediana, alta, supercríticas). Para poder suministrar vapor al reactor de hidrólisis cuya presión de operación es de 50 bares, sería necesaria una caldera de alta presión ya que se halla dentro de los límites de dicho rango (entre 19,6 bar y 220,65 bar)(18). Se define entonces, por la utilización de una acuotubular, ya que una de las desventajas principales de la humotubulares es que no trabajan con altas presiones, ya que existe riesgo de explosión y ruptura de la caldera, por lo que son equipos potencialmente peligrosos.

En las calderas de tipo acuotubular el agua circula por el interior de los tubos, mientras que los gases de combustión lo hacen por la superficie externa. Además cuentan con una puerta de hogar que le permite la carga manual del combustible sólido o inspección de la llama, o bien, en las que utilizan combustibles líquidos o gaseosos, dicha puerta se reemplaza por el quemador.

## 3.3 Reactor de Glicerólisis

### 3.3.1 Diseño del reactor

La reacción de glicerólisis es comúnmente llevada a cabo en reactores tipo tanque agitado continuo - TAC - que operan en estado estacionario. Se alimenta, de forma ininterrumpida, la mezcla de triglicéridos y glicerol, en una relación preestablecida y una carga de catalizador proporcional a la cantidad de sebo procesado.

Puesto que, a temperatura ambiente, el glicerol es parcialmente miscible en la fase oleosa, será importante equipar el reactor con un buen sistema de agitación que promueva el contacto entre ambos líquidos, generando un grado de turbulencia que, sumado al correcto ajuste de la temperatura de reacción, incrementa la solubilidad de las fases. Bajo estas condiciones se asume que la reacción tiene lugar en fase homogénea.

Frente a la ausencia de información detallada con respecto a la cinética de la reacción de glicerólisis catalizada por bases fuertes, debido al escaso conocimiento del mecanismo de reacción, fue necesario proponer un modelo cinético y ajustar los parámetros del mismo a partir de datos experimentales relativos al cambio en la concentración de las especies presentes en la reacción en función del tiempo.

#### 3.3.1.1 Determinación de parámetros cinéticos

Los datos experimentales, de la variación de la concentración de las especies que intervienen en la reacción en función del tiempo, fueron obtenidos a partir de ensayos realizados a escala laboratorio por Kazembe - Phiri et al. (19). Estos se llevaron a cabo utilizando hidróxido de calcio -  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  - como catalizador, bajo las condiciones detalladas en la Tabla 3.16.

Si bien el estudio fue efectuado para un rango de temperaturas entre 80 - 180 °C, al analizar los perfiles reportados, se ha decidido realizar el ajuste para 130 °C únicamente. Esto se debe a que se observa que al aumentar la temperatura de reacción se obtiene un producto cada vez más rico en monoglicéridos.

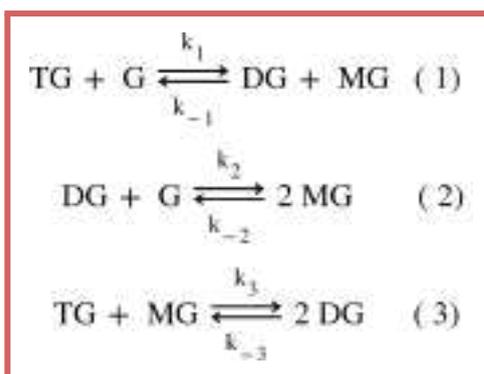
Para este caso en particular no se considera necesario alcanzar un alto grado de pureza respecto de la composición de monoglicéridos, dado que se apunta a comercializar la mezcla de mono y diglicéridos.

La utilización de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  como catalizador se respalda en el hecho de que el producto obtenido podrá ser destinado a la industria alimenticia, lo cual no es posible si se emplease hidróxido de sodio -  $\text{Na}(\text{OH})$  -. Comparativamente, ambos son económicos y su disponibilidad es elevada.

**Tabla 3.16** - Condiciones de reacción para la determinación de parámetros cinéticos.

Temperatura (°C)	130
Tiempo de muestreo (min)	0, 15, 60, 180, 300
Glicerol (kg/kg de sebo)	0,13
Carga de catalizador (kg/kg de sebo)	0,02
Presión de operación (atm)	1

El modelo cinético propuesto consta de las siguientes reacciones reversibles. La notación concuerda con la mencionada previamente.



**Figura 3.9** - Reacciones que forman parte del modelo cinético propuesto.

Proponiendo que el modelo coincide con una cinética tipo ley de la potencia, y que las reacciones son elementales, se plantea el sistema de ecuaciones diferenciales de la Figura 3.10. Estas describen la variación de la concentración de cada especie en función del tiempo, como se muestra a continuación.

$$\begin{array}{l}
 \frac{d[\text{TG}]}{dt} = -k_1[\text{TG}][\text{G}] + k_{-1}[\text{DG}][\text{MG}] - k_3[\text{TG}][\text{MG}] + k_{-3}[\text{DG}]^2 \\
 \frac{d[\text{DG}]}{dt} = k_1[\text{TG}][\text{G}] - k_{-1}[\text{DG}][\text{MG}] - k_2[\text{DG}][\text{G}] + k_{-2}[\text{MG}]^2 + 2k_3[\text{TG}][\text{MG}] - 2k_{-3}[\text{DG}]^2 \\
 \frac{d[\text{MG}]}{dt} = k_1[\text{TG}][\text{G}] - k_{-1}[\text{DG}][\text{MG}] + 2k_2[\text{DG}][\text{G}] - 2k_{-2}[\text{MG}]^2 - k_3[\text{TG}][\text{MG}] + k_{-3}[\text{DG}]^2 \\
 \frac{d[\text{G}]}{dt} = -k_1[\text{TG}][\text{G}] + k_{-1}[\text{DG}][\text{MG}] - k_2[\text{DG}][\text{G}] + k_{-2}[\text{MG}]^2
 \end{array}$$

**Figura 3.10** - Sistema de ecuaciones diferenciales para la variación de concentración en el tiempo.

Posteriormente, se realiza el ajuste de los parámetros cinéticos, a saber:  $k_1$ ,  $k_{-1}$ ,  $k_2$ ,  $k_{-2}$ ,  $k_3$ , y  $k_{-3}$ . Puesto que en el estudio realizado por Kazembe - Phiri et al. (19) se propone un modelo cinético diferente, donde solo se tienen en cuenta las reacciones (1) y (2), los valores de las constantes cinéticas reportados para 130 °C únicamente se utilizarán como punto de partida para estimar los parámetros de interés en el análisis presente.

Por otro lado, se ha verificado que los datos reportados en el estudio mencionado para la concentración de monoglicéridos en función del tiempo son inconsistentes: su concentración aumenta cuando la reacción ya se ha detenido, debido a que no se evidencian cambios para el resto de las especies. Por este motivo, el ajuste de los parámetros cinéticos se efectúa a partir de los datos de concentración en función del tiempo de TG, DG y G.

Haciendo uso de un sistema de cómputo numérico, en este caso Matlab, se ingresan las ecuaciones diferenciales que describen el modelo. Luego, se ajustan manualmente los parámetros cinéticos de interés hasta obtener un rango lo suficientemente acotado, de forma tal que el modelo represente adecuadamente los valores experimentales. Los resultados obtenidos se reportan en la Tabla 3.17, acompañados de la Figura 3.11, donde se representan gráficamente las curvas de ajuste.

**Tabla 3.17 - Parámetros cinéticos estimados.**

Constante cinética	Valor
$k_1$ (L/mol.min)	$(8,5 \pm 0,5).10^{-2}$
$k_{-1}$ (L/mol.min)	$(1,0 \pm 0,1).10^{-3}$
$k_2$ (L/mol.min)	$(2,5 \pm 0,5).10^{-2}$
$k_{-2}$ (L/mol.min)	$(2 \pm 1).10^{-4}$
$k_3$ (L/mol.min)	$(2,5 \pm 0,5).10^{-3}$
$k_{-3}$ (L/mol.min)	$(1,5 \pm 0,5).10^{-5}$

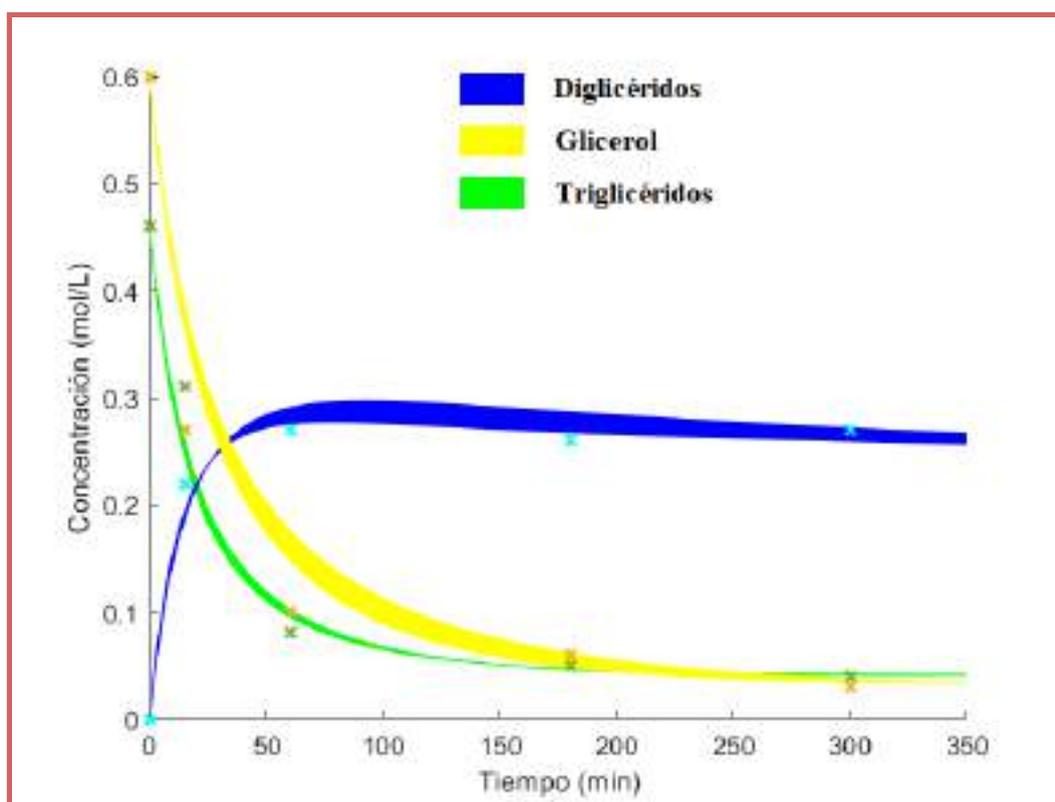


Figura 3.11 - Gráfica de curvas de ajuste y datos experimentales.

### 3.3.1.2 Condiciones de operación

En principio, la temperatura de operación ha quedado determinada a partir del valor para el cual se efectuó el ajuste de los parámetros cinéticos: 130 °C. Se respeta la carga de catalizador propuesta por Kazembe - Phiri et al. Se modificará ligeramente la cantidad de glicerol ingresado con respecto al sebo procesado frente a los valores presentados en el estudio antedicho. Se ha comprobado que el aumento mejora la conversión de triglicéridos y, además, es consistente con el exceso de glicerol propuesto en la Sección 2.4.4 del presente trabajo.

Es importante remarcar que debieron recalcularse los caudales de sebo destinados a cada reactor - glicerólisis e hidrólisis - con respecto a los determinados a partir del balance de masa efectuado en la Sección 2.4. Esta modificación busca alcanzar el exceso de glicerol propuesto de 110 % molar (13) en la corriente de entrada al reactor de glicerólisis, que estará condicionado por la cantidad de glicerol que pueda obtenerse a la salida del reactor de hidrólisis.

A continuación, en la Tabla 3.18 se presentan las condiciones bajo las cuales operará el reactor que se pretende diseñar.

Tabla 3.18 - Condiciones de operación para el diseño del reactor.

Condición de operación	Valor	Observaciones
Temperatura (°C)	130	Seleccionada para alcanzar la distribución deseada de MG y DG en la corriente de salida.
Glicerol (mol/mol de sebo)	2,25	Según un exceso del 110% molar frente al sebo, sugerido por Sonntag (13)
Carga de catalizador (kg/kg de sebo)	0,01	De acuerdo a lo recomendado por Ferretti (20)

### 3.3.1.3 Balances de masa en el reactor tanque agitado continuo

Se plantea, entonces, un balance de masa para cada componente (TG, DG, MG y G), en estado estacionario, para un reactor tipo tanque agitado continuo, cuyos caudales de entrada se presentan en la Tabla 3.19. Se asume válida la suposición de mezclado perfecto, con lo cual la concentración de salida será igual a la concentración de cada especie dentro del reactor.

Tabla 3.19 - Caudales máxicos y molares de entrada al reactor.

Componente	$W_i$ (kg/h)	$F_i$ (kmol/h)	Observaciones
TG	1.088	1,566	El 11,2 % son ácidos grasos libres
DG	0	0	Se considera que el sebo no contiene inicialmente monoglicéridos ni diglicéridos
MG	0	0	
G	232,9	2,526	Puro, sin tener en cuenta el agua
Agua en corriente de glicerol	25,9	1,44	Equivalente al 10 % en peso de la corriente de agua y glicerol

El balance de masa por componente resulta en la siguiente expresión general:

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

Figura 3.12 - Balance de masa en el reactor de glicerólisis.

$$\begin{aligned}
 F_{TG,E} &= F_{TG,S} - r_{TG} \cdot V_{TAC} = F_{TG,S} + \left( \frac{k_1 \cdot F_{TG,S} \cdot F_{G,S} - k_{-1} \cdot F_{DG,S} \cdot F_{MG,S} + k_3 \cdot F_{TG,S} \cdot F_{MG,S} - k_{-3} \cdot F_{DG,S}^2}{Q_0^2} \right) \cdot V_{TAC} \\
 F_{DG,E} &= F_{DG,S} - r_{DG} \cdot V_{TAC} = F_{DG,S} + \left( \frac{-k_1 \cdot F_{TG,S} \cdot F_{G,S} + k_{-1} \cdot F_{DG,S} \cdot F_{MG,S} + k_2 \cdot F_{DG,S} \cdot F_{G,S} - k_{-2} \cdot F_{MG,S}^2 - 2 \cdot k_3 \cdot F_{TG,S} \cdot F_{MG,S} + 2 \cdot k_{-3} \cdot F_{DG,S}^2}{Q_0^2} \right) \cdot V_{TAC} \\
 F_{MG,E} &= F_{MG,S} - r_{MG} \cdot V_{TAC} = F_{MG,S} + \left( \frac{-k_1 \cdot F_{TG,S} \cdot F_{G,S} + k_{-1} \cdot F_{DG,S} \cdot F_{MG,S} - 2 \cdot k_2 \cdot F_{DG,S} \cdot F_{G,S} + 2 \cdot k_{-2} \cdot F_{MG,S}^2 + k_3 \cdot F_{TG,S} \cdot F_{MG,S} - k_{-3} \cdot F_{DG,S}^2}{Q_0^2} \right) \cdot V_{TAC} \\
 F_{G,E} &= F_{G,S} - r_G \cdot V_{TAC} = F_{G,S} + \left( \frac{k_1 \cdot F_{TG,S} \cdot F_{G,S} - k_{-1} \cdot F_{DG,S} \cdot F_{MG,S} + k_2 \cdot F_{DG,S} \cdot F_{G,S} - k_{-2} \cdot F_{MG,S}^2}{Q_0^2} \right) \cdot V_{TAC}
 \end{aligned}$$

Figura 3.13 - Balance de masa para cada componente.

“ $Q_0$ ” representa el caudal volumétrico que ingresa al reactor - expresado en unidades de (L/min) - y se asume constante debido a que la reacción ocurre en fase líquida. Este caudal tiene en consideración tanto el glicerol como el agua presente en esta corriente, cuya presencia no afecta directamente a la reacción. También se tienen en cuenta los ácidos grasos libres en la corriente de sebo vacuno, cuya influencia será la misma que la del agua.

$Q_0$  se calcula como el cociente entre el caudal másico de cada componente y su densidad a la temperatura de operación, y resulta igual a 24,38 L/min.

Haciendo uso de una herramienta de cálculo, en este caso Mathcad, se plantea el sistema de ecuaciones que surgen a partir del balance de masa. Utilizando un esquema tipo Given-Find paramétrico es posible calcular los caudales molares de cada especie a la salida del reactor en función del volumen del mismo o bien de su tiempo espacial. El tiempo espacial del reactor (simbolizado con la letra griega  $\tau$ ) resulta del cociente entre el volumen del reactor y el caudal volumétrico que ingresa al mismo.

Se obtiene, entonces, un perfil de caudales molares de salida en función del tiempo espacial del reactor que se presenta en la Figura 3.14.

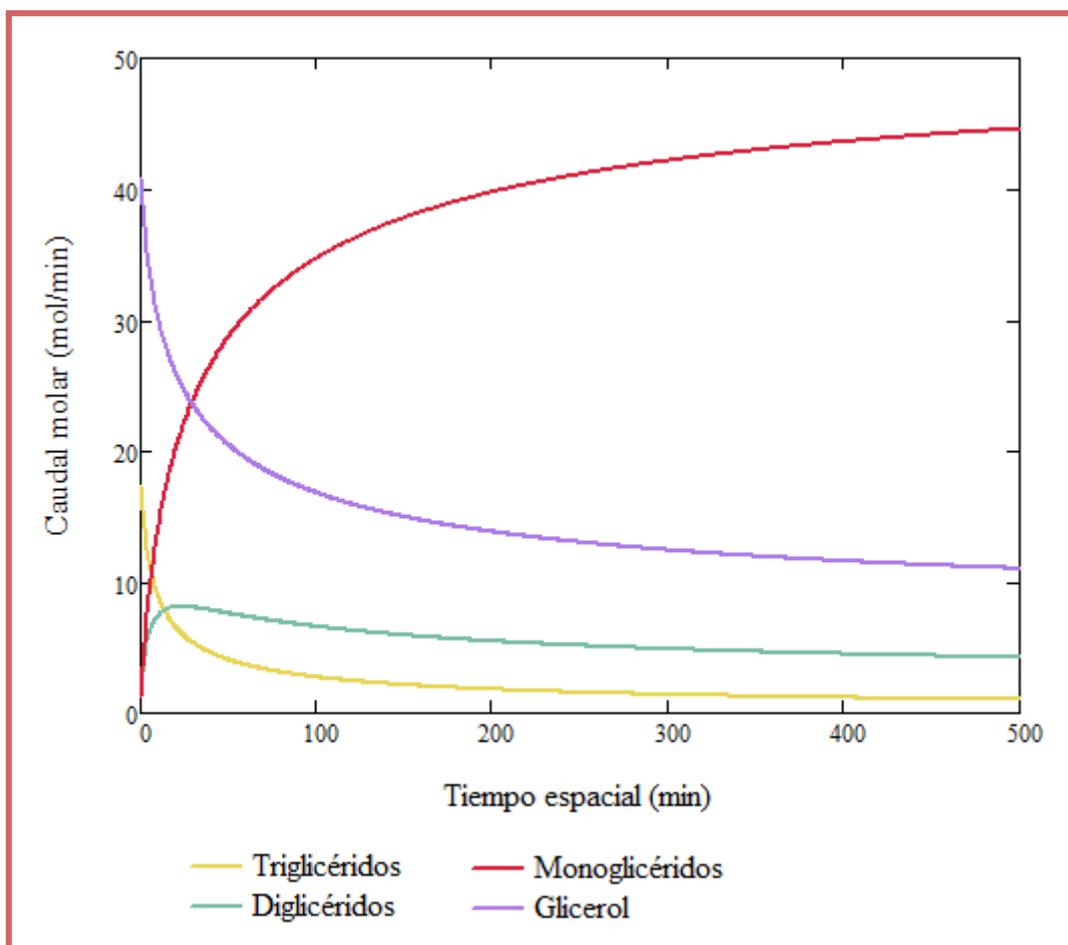


Figura 3.14 - Caudales molares de salida del reactor en función de su tiempo espacial.

Se puede determinar, por otro lado, que la máxima conversión alcanzada - para triglicéridos - a un tiempo espacial infinito es de 99 %. Se propone, como objetivo, diseñar un reactor o sistema de reactores que logre un 99% de dicha conversión.

$$\text{Conversión de salida} = 0,99 * 99 \% = 98 \%$$

### 3.3.1.4 Comparación TAC - TAS

Se decide analizar el efecto de colocar una serie de tanques agitados sobre el volumen necesario para alcanzar un mismo nivel de conversión (98 % en este caso). El análisis se presenta en la Figura 3.15 y se ha considerado que los tanques en serie tendrán el mismo volumen entre sí.

A partir de este estudio queda en evidencia la mejora que implica colocar una serie de tanques agitados para lograr el mismo nivel de conversión en un menor volumen. También puede observarse que el efecto de colocar un quinto reactor no reduce en gran medida el volumen requerido para alcanzar la conversión antes mencionada, con lo cual no se justifica su utilización.

Se decide diseñar una serie de cuatro tanques agitados continuos de 1 m<sup>3</sup> cada uno, cuyo tiempo de residencia es de 42 minutos. El tiempo de residencia total de la serie será de 168 minutos.

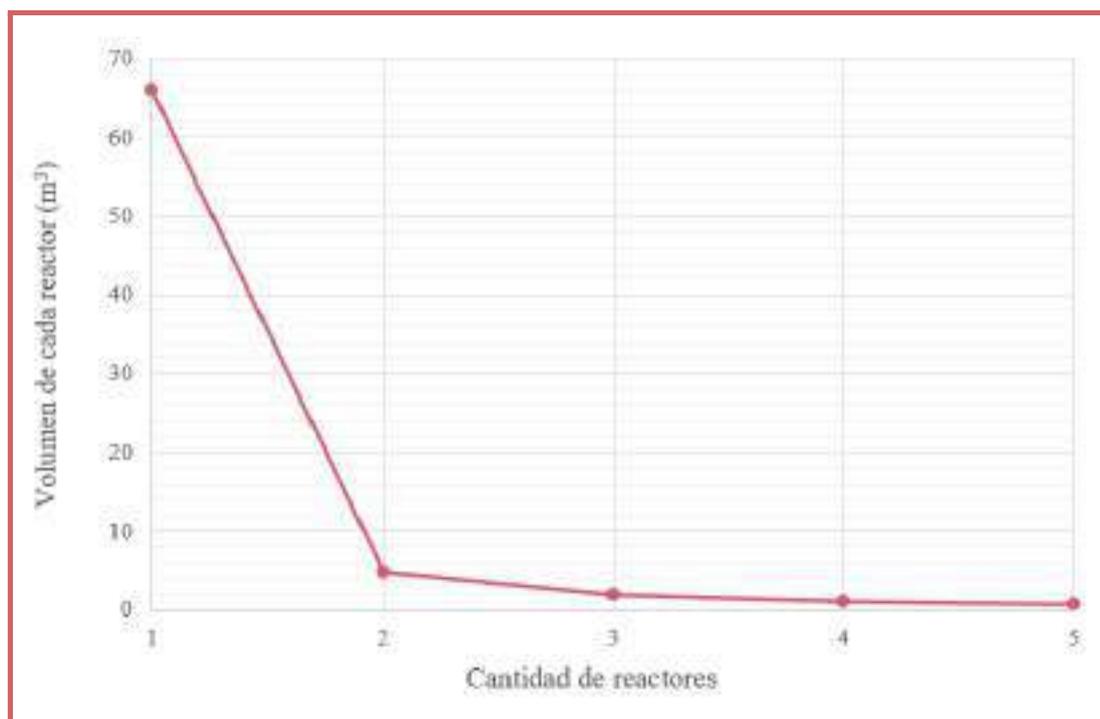


Figura 3.15 - Volumen requerido para alcanzar una conversión de 98 % en una serie TAC.

### 3.3.1.5 Resultados obtenidos a partir del esquema propuesto

A continuación, en la Figura 3.16 se presentan los perfiles obtenidos, a partir de los cuales pueden determinarse los caudales molares de salida de cada componente en cada reactor.

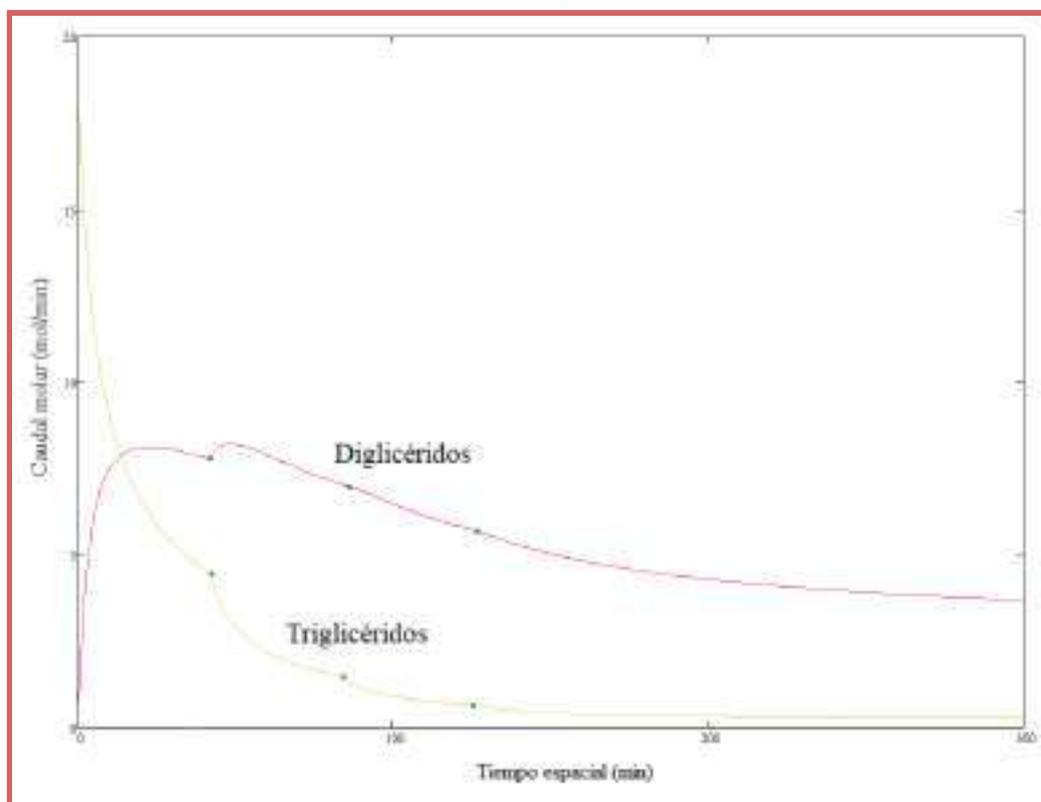


Figura 3.16 - Caudales molares de salida de cada reactor para Triglicéridos y Diglicéridos.

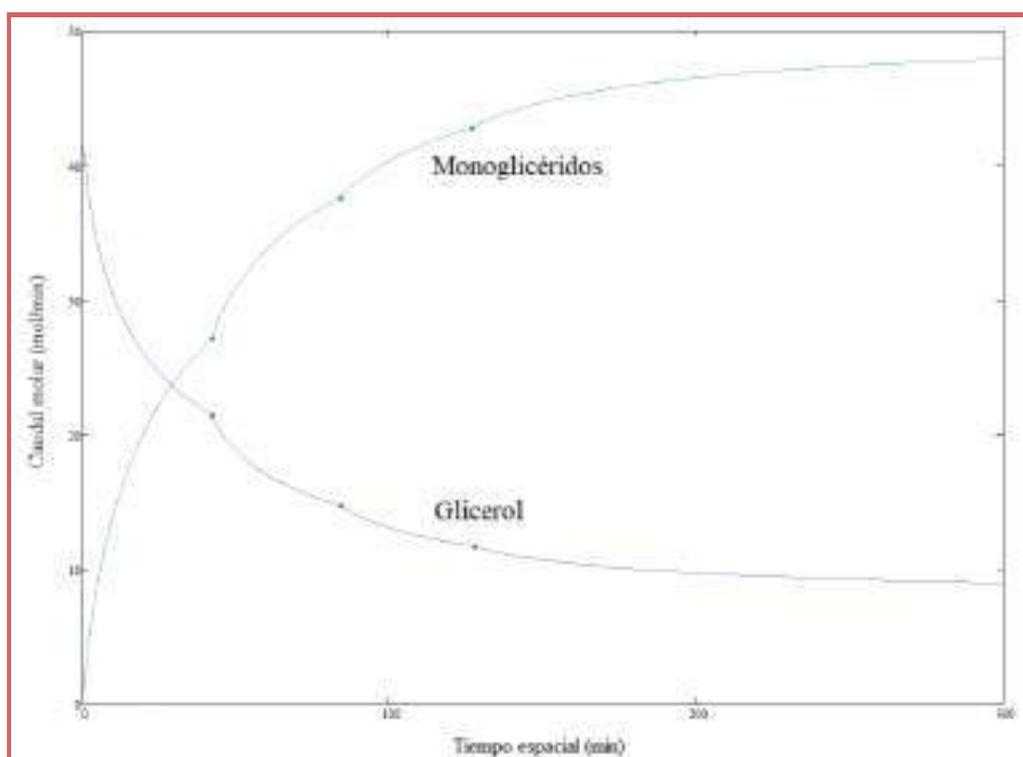


Figura 3.17 - Caudales molares de salida de cada reactor para Monoglicéridos y Glicerol.

Es importante notar que los únicos puntos con sentido físico corresponden a la salida de cada reactor, en los puntos de inflexión de cada curva presentada. Las curvas cambian de color entre la salida de un reactor y la entrada del siguiente y se han presentado en dos gráficos distintos para la mejor visualización de los resultados según la escala empleada.

Finalmente, en la Tabla 3.20 se presentan los caudales molares de entrada y salida de cada componente a la serie de reactores, y en la Figura 3.17 se incluye un diagrama del arreglo de los equipos con sus respectivos volúmenes.

Tabla 3.20 - Caudales molares de entrada y salida al sistema de reactores.

Componente	Entrada		Salida	
	Caudal molar (kmol/h)	Caudal másico (kg/h)	Caudal molar (kmol/h)	Caudal másico (kg/h)
TG (sin ácidos grasos libres)	1,12	966,2	0,02	19,62
DG	0	0	0,28	175,05
MG	0	0	2,73	947,90
G	2,53	232,9	0,62	56,53
Agua	1,44	25,9	1,44	25,90
Ácidos grasos libres	0,45	121,8	0,45	121,80

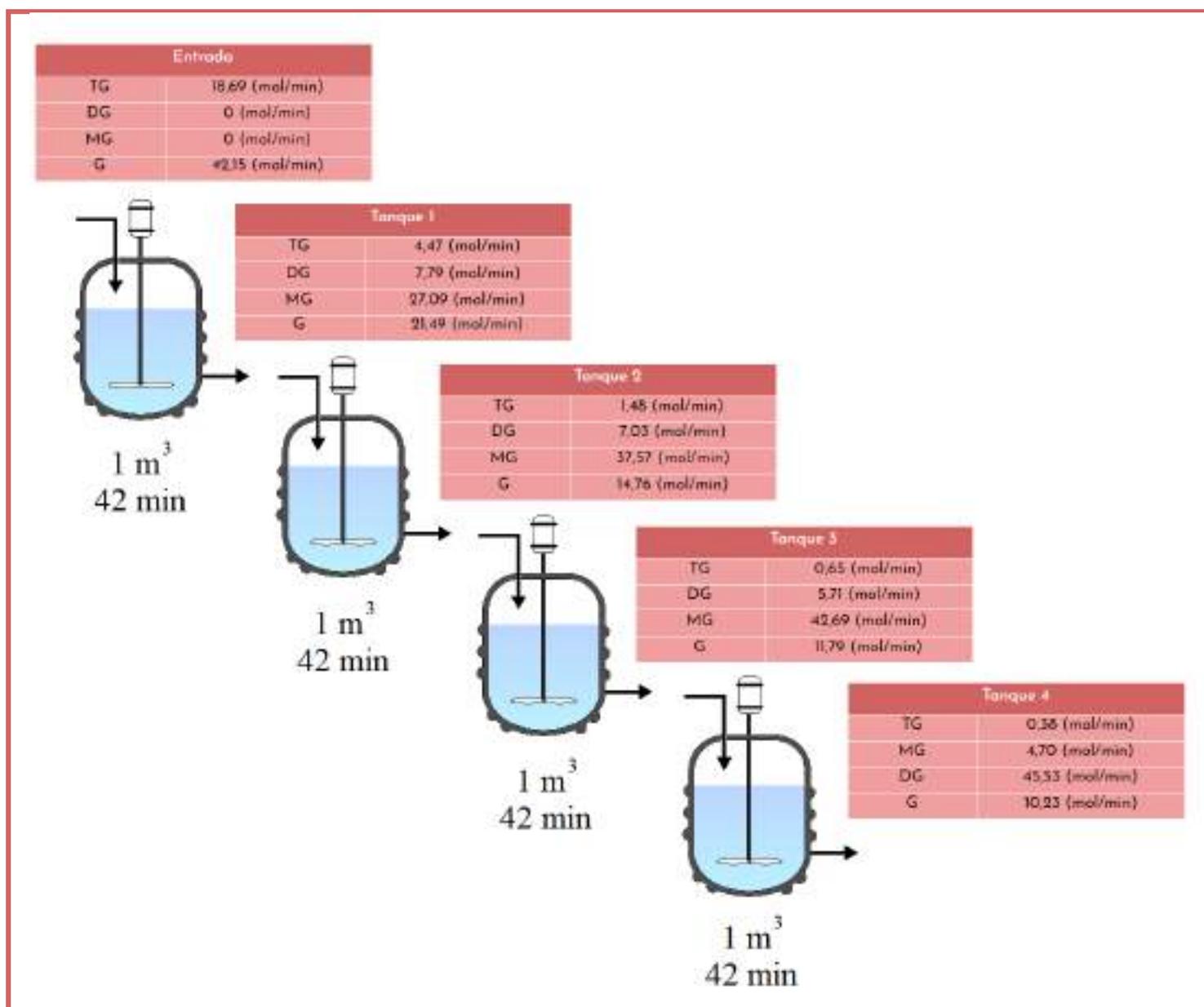


Figura 3.18 - Esquema de la disposición de los reactores, con caudales molares de entrada y salida.

### 3.3.2 Diseño mecánico

Los reactores tipo tanque agitado son ampliamente utilizados en las industrias alimenticia, química y biotecnológica. La configuración geométrica de los reactores es uno de los factores clave para explicar los fenómenos de mezclado. Los tanques de mezclado y los agitadores son producidos de varios tipos y tamaños, y si bien existe una configuración geométrica estándar, la más adecuada depende del proceso a llevar a cabo. De esta forma, se deben definir las dimensiones adecuadas del tanque, el material del mismo, y el sistema de agitación necesario.

### 3.3.2.1 Dimensionamiento del sistema de reactores

En la sección anterior se definió que el sistema más adecuado de producción es obtenido mediante una serie de cuatro tanques agitados continuos de igual tamaño. Si bien el valor obtenido de volumen es el necesario para llevar a cabo la reacción de glicerólisis, al dimensionar el equipo para su construcción física se deben tomar ciertos recaudos.

De acuerdo al estándar API 650 (21), es recomendable dejar una distancia sobre el nivel de líquido de diseño denominada protección de sobrellenado. De esta manera se evita que los tanques se llenen en su totalidad, aplicando un margen de seguridad de sobredimensionado del 20%. El volumen de cada uno de los tanques de la serie se encuentra detallado en la Tabla 3.21.

**Tabla 3.21 - Volumen de sobredimensionamiento.**

Volumen de diseño (m <sup>3</sup> )	Volumen sobredimensionado (m <sup>3</sup> )
1	1,2

Otro factor a tener en cuenta, es la relación entre el diámetro y la altura. Para recipientes que contienen líquidos se recomienda la relación óptima (21) que se encuentra en la Tabla 3.22. Los valores obtenidos de diámetro y altura se establecieron mediante una simulación en Unisim Design R390.1 de un TAC de volumen igual al sobredimensionado. Es importante mencionar que el simulador emplea normas internacionales para realizar dichos cálculos.

**Tabla 3.22 - Relación óptima y dimensiones finales de cada reactor.**

Relación óptima	Diámetro (m)	Altura (m)
$D = \frac{2}{3}H$	1	1,51

Por último, al dimensionar el reactor también se debe tener en cuenta el espesor de la pared del mismo, el cual se calcula utilizando la Ecuación 3.7, a partir de los valores detallados en la Tabla 3.23 en la cual también se encuentra el resultado.

Tabla 3.23 - Valores y detalle del cálculo del espesor.

Parámetro	Valor	Detalle	Resultado
P	14,7psi +10%=16,2 psi	Un 10% más de la presión de operación	espesor = 2,02 in = 0,051 m
R	0,5 m = 19,69 in	Radio interno del reactor	
S	20000 psi	Tensión máxima admisible a 130 °C (12)	
E	1	Valor adecuado para el reactor de glicerólisis	
C1	1 in	Margen de corrosión para cualquier material	
C2	1 in	Margen de fabricación	

### 3.3.2.2 Material del sistema de reactores

El proceso de glicerólisis de triglicéridos es llevado a cabo a 1 bar, es decir a baja presión, entonces la elección del material no se ve limitada por este valor como era el caso en el reactor de hidrólisis. Así mismo, es preferible trabajar con acero inoxidable por las características detalladas en la Sección 3.2.2 y en la Tabla 3.7.

### 3.3.2.3 Sistema de agitación

El objetivo de la agitación dentro de este tipo de reactores es lograr un buen mezclado de los reactivos, para asegurar que todo el volumen del recipiente se utilice para llevar a cabo la reacción y de esta forma evitar la formación de canalizaciones y volúmenes muertos.

Dado que el tanque fue dimensionado con una geometría no estándar se debe optimizar la configuración de los impulsores para dicha geometría. Para ello es necesario evaluar el efecto de las siguientes dimensiones dentro del reactor:

- ➔ H: altura del tanque (1,51 m)
- ➔ Z: altura del líquido dentro del tanque (1,21 m, un 80 % de H)
- ➔ Dt: diámetro del tanque (1 m)
- ➔ Di: diámetro de los impulsores
- ➔  $\frac{c}{Dt}$  o Zi: distancia del fondo del tanque al último impulsor
- ➔  $\frac{s}{Di}$  : distancia entre impulsores

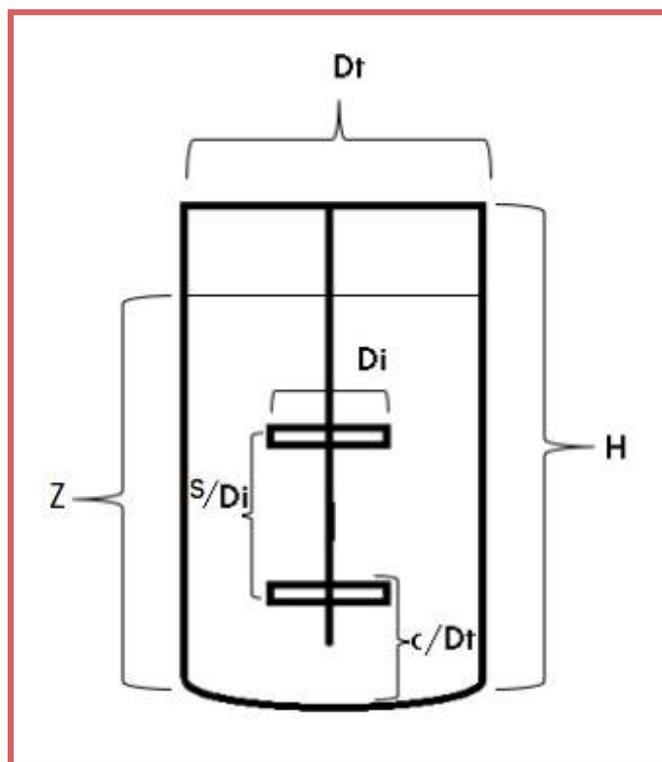


Figura 3.19 - Dimensiones relevantes de un tanque agitado.

Para determinar el diámetro de los impulsores, se emplea la relación establecida por Rushton et al., en la cual  $D_i = D_t/3$ , por lo tanto  $D_i = 0,33$  m. A su vez, la distancia desde el fondo del tanque al último impulsor, puede considerarse  $c/D_t = 1/4$ , y la separación entre impulsores  $s/D_i = 1/2$ . (22) (23).

Por otro lado, es importante mencionar que para evitar la formación de vórtices durante la agitación es necesaria la implementación de deflectores o baffles. Estos consisten en superficies sólidas colocadas en las paredes internas del reactor, específicamente en la trayectoria tangencial de los flujos generados por el impulsor giratorio. Gracias a esto transforman los flujos tangenciales a flujos verticales, proporcionando una mezcla de arriba a abajo sin remolinos y minimizando el aire de arrastre. Para este caso se selecciona una configuración estándar de deflectores que consiste en cuatro placas verticales de un ancho ( $w$ ) igual al 10% del diámetro del tanque,  $D_t / 10$  (24), es decir  $w = 0,1$  m.

A partir de las dimensiones mencionadas, se puede establecer el tipo de impulsor adecuado para el sistema de agitación mediante lo expuesto en la tabla de la Figura 447 del libro “Operaciones Básicas de la Ingeniería Química” de G.G Brown. (25), considerando los valores obtenidos en la Tabla 3.24.

Tabla 3.24 - Valor de las relaciones entre las dimensiones del agitador.

Relación	Valor
$D_t/D_i$	3
$Z/D_i$	3,62
$Z_i/D_i$	0,75
$w/D_i$	0,3

De esta manera, se determina que es necesario un **impulsor tipo turbina de 6 palas planas**.

Por otro lado, el tipo de impulsor empleando establece la velocidad dentro del reactor a partir del flujo que este genere, pudiendo ser radial, axial o mixto:

- ➔ **Flujo axial:** tiene lugar en dirección vertical, paralelo a las paredes del tanque. En este caso, los impulsores más conocidos son los PB4. El flujo es de transición a turbulento y son utilizados en su mayoría para mezcla de fluidos miscibles, suspensión de sólidos, dispersión de sólidos y transferencia de calor.
- ➔ **Flujo radial:** la dirección del flujo es hacia las paredes del tanque, en dirección horizontal. Un tipo de impulsor que provoca este flujo es el Rushton. Se utilizan principalmente para fluidos de baja a media viscosidad, de una o múltiples fases y son muy efectivos para la dispersión de sistemas gas-líquido y líquido-líquido. En comparación con impulsores de flujo axial, proporcionan mayores niveles de cizallamiento y turbulencia con menor bombeo.

En las Figuras 3.20 y 3.21 pueden observarse los tipos de flujo así como ejemplos de impulsores asociados a cada flujo.

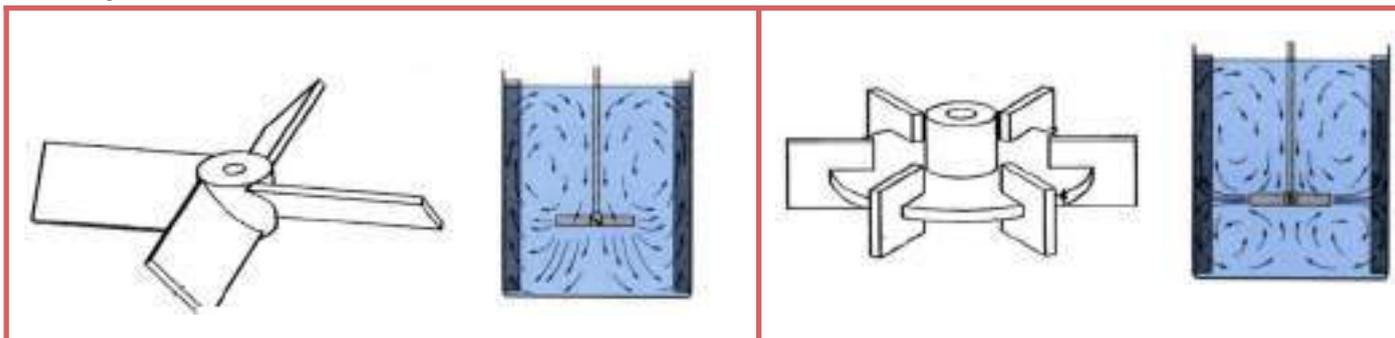


Figura 3.20 - Impulsor PB4 y flujo axial.

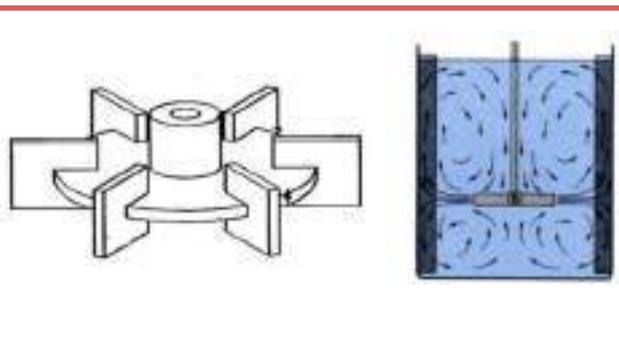


Figura 3.21 - Impulsor Rushton y flujo radial.

Teniendo en cuenta el sistema de reacción y el tipo de fluidos que intervienen en la glicerólisis, y siendo el impulsor seleccionado tipo turbina de 6 palas planas, queda establecido que el tipo de flujo que este genera es radial. Cabe destacar que se opta por un impulsor con disco en el centro conocido como Rushton. Esta disposición da lugar a un patrón de flujo uniforme evitando la presencia de volúmenes muertos en el reactor, genera mayor poder de agitación que si no tuviera disco e impide el ascenso de posibles gases.

Por último, para describir por completo el sistema de agitación es necesario especificar la potencia requerida por el motor asociado al mismo tal como muestra la Figura 3.22.

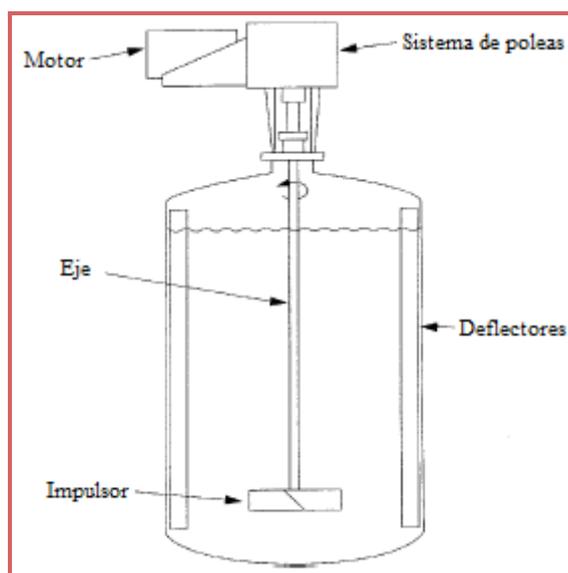


Figura 3.22 - Esquema del sistema de agitación de un reactor.

La potencia consumida es una función de diferentes parámetros como el tipo y número de impulsores, la velocidad de agitación, las propiedades reológicas del fluido y la configuración de los impulsores dentro del tanque. La potencia absorbida durante la agitación de un mecanismo se representa a través del número de potencia  $P_o$ .

$$P_o = \frac{P}{N^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho} \quad \text{Ecuación 3.20}$$

Siendo:

- ➔  $P_o$ : número de potencia  $P_o$
- ➔  $P$ : Potencia
- ➔  $N$ : número de revoluciones
- ➔  $D_i$ : Diámetro del impulsor
- ➔  $\rho$ : densidad de la mezcla

Si bien el número adimensional  $P_o$  depende del número de Reynolds, en este caso, dado que el flujo se encuentra en régimen turbulento ( $Re > 10.000$ ) y que para valores de Reynolds altos el  $P_o$  se vuelve constante, no es necesario analizar dicha dependencia.

Por otro lado, para establecer el número de revoluciones se tiene en cuenta la siguiente relación de escalado  $N \propto D_i^{-\frac{2}{3}}$  (22). De acuerdo a Kazembe, para llevar a cabo la reacción de glicerólisis a escala laboratorio fue necesario un diámetro de impulsor de 0,04 m y una velocidad de mezclado de 1.000 rpm. (19)

$$\left( \frac{N}{D_i^{-\frac{2}{3}}} \right)_{laboratorio} = \left( \frac{N}{D_i^{-\frac{2}{3}}} \right)_{industrial}$$

Ecuación 3.21

Aplicando la Ecuación 3.21, y teniendo en cuenta que el diámetro del impulsor del reactor industrial en diseño es de 0,33 m, se obtiene que es necesaria una velocidad de mezclado de **243,3 rpm**.

Además, considerando que al reactor ingresa un caudal másico (W) de 1346,8 kg/h y un caudal volumétrico (Q) de 1,46 m<sup>3</sup>/h, mediante la Ecuación 3.22 puede calcularse la densidad de la mezcla.

$$\rho = \frac{W}{Q}$$

Ecuación 3.22

Entonces, se obtiene que la mezcla presenta un valor de densidad de **920,7 kg/m<sup>3</sup>**.

Para establecer el valor del número de Po, se recurre al gráfico de la Figura 447 del libro “Operaciones Básicas de la Ingeniería” Química G.G Brown (25) ya mencionado, que se presenta en la Figura 3.23 a continuación.

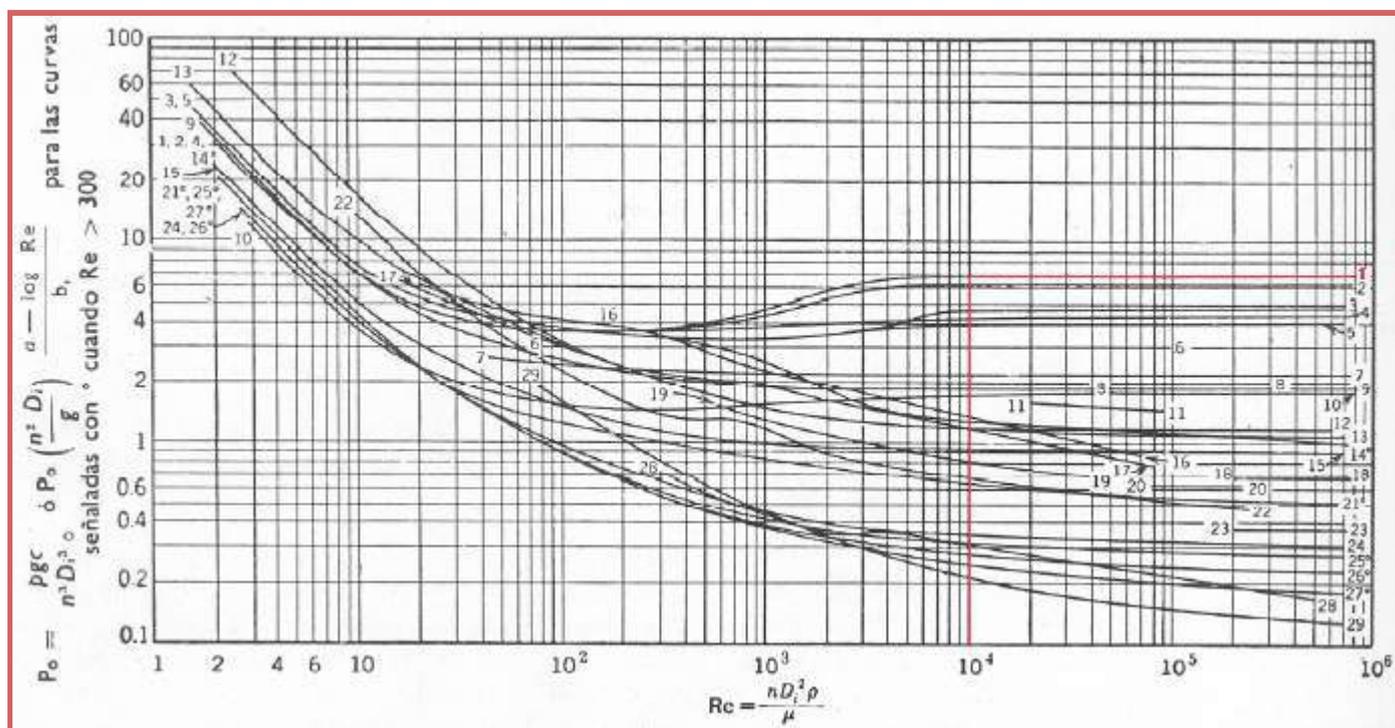


Figura 3.23 - Número de potencia (Po) de diversos agitadores en función del Reynolds (Re).(25)

El tipo de impulsor seleccionado previamente corresponde a la curva número 1 de la Figura 3.23 y teniendo en cuenta un Reynolds mayor a 10<sup>4</sup>, queda establecido un valor de Po igual a 7.

De esta manera, se puede calcular la potencia requerida por un impulsor despejando de la Ecuación 3.20. Sin embargo, dado que el reactor de glicerólisis se encuentra representado por un sistema de cuatro tanques agitados en serie, la potencia total necesaria surge de la multiplicación de “P” por el número de impulsores de acuerdo a la Ecuación 3.23.

$$P_{Total} = N^{\circ}_{impulsores} \cdot P \quad \text{Ecuación 3.23}$$

Los valores de potencia obtenidos para un impulsor y para el total del sistema de agitación se encuentran detallados en la Tabla 3.25.

**Tabla 3.25 - Valores de potencia necesarios.**

Potencia	Valor
Potencia para un impulsor	1768,15 W
Potencia total	7,07 kW

### 3.3.3 Diseño térmico

Las reacciones involucradas en la glicerólisis de sebo tienen asociado un determinado cambio de energía que debe tenerse en cuenta en el diseño del reactor químico. De esta forma se busca establecer la condición adecuada de trabajo que no sólo garantice la cantidad deseada de productos en el menor tiempo posible, sino que además permita evitar la degradación química y el gasto excesivo de energía, lo cual afectaría negativamente en el aspecto económico.

Los reactores pueden operar de manera isotérmica, es decir, sin cambios en la temperatura. Para poder garantizar que la temperatura se mantenga constante, en una reacción exotérmica se debe extraer calor, mientras que en una reacción de tipo endotérmica, el calor tiene que ser adicionado al sistema.

Por otro lado, las operaciones adiabáticas son aquellas en las que no hay intercambio de calor con los alrededores. De acuerdo al tipo de reacción, el cambio de temperatura no es apreciable, es decir, si la reacción es exotérmica, la temperatura no aumenta en gran cantidad y si es endotérmica, no disminuye de manera apreciable.

Por último, debido a la dificultad que existe para operar isotérmicamente, la temperatura de los reactores industriales se mantiene dentro de ciertos límites mediante la aplicación de mecanismos de control en lo que se conoce como operación NINA (ni isotérmica ni adiabática).

En el diseño del reactor de glicerólisis la temperatura de reacción establecida fue de 130 °C. Para poder alcanzar una alta eficiencia del proceso es conveniente que dicha temperatura se mantenga en todo el volumen de trabajo, es decir, a lo largo de toda la serie de reactores establecidos. De esta forma, se intenta llevar a cabo una operación isotérmica, realizando los análisis correspondientes de intercambio de energía dentro y fuera de los reactores, así como una evaluación de distintos métodos para entregar o quitar calor de los mismos y su posible implementación.

### 3.3.3.1 Acondicionamiento de corrientes de reactivos

Con el objetivo de operar el reactor en condiciones isotérmicas, es conveniente que las corrientes de reactivos que ingresan al mismo se encuentren en una temperatura lo más cercana posible a la de operación. Teniendo esto en cuenta, se determina que lo más adecuado es que la temperatura de los fluidos sea de 130 °C para que no exista diferencia entre los flujos de entrada y salida del tanque.

La corriente de glicerol proveniente del sistema de purificación del mismo, al salir del evaporador, presenta una temperatura de 139,8 °C. Dado que debe enfriarse hasta 130 °C, la energía de este proceso será aprovechada en la integración energética de distintas corrientes, que se detalla en la Sección 5.3.

Por su parte, la corriente de sebo refinado se encuentra precalentada a 130 °C como se indicó en la Sección 3.2.3.1.

### 3.3.3.2 Métodos de transferencia de calor en tanques agitados

Las reacciones llevadas a cabo en reactores tipo tanque agitados continuos pueden liberar energía o consumirla. Para poder mantener la temperatura interna en un valor estable se aplican distintos métodos de calefacción o enfriamiento. Por un lado, se encuentran las camisas externas al reactor, que cubren completamente la pared y la base, y por las cuales circula un fluido con las condiciones adecuadas para permitir el intercambio de calor con el contenido del reactor.

Otro método son los serpentines internos, es decir un tubo helicoidal que se encuentra ubicado dentro del reactor, cuyo fluido interno no tiene contacto directo con la mezcla reaccionante. Esta técnica de intercambio permite la máxima área de transferencia, pero el fluido refrigerante o calefactor puede llegar a contaminar el contenido del reactor si el serpentín se daña de alguna forma.

Por último, en el caso de que una camisa o serpentín no provea el área de intercambio necesaria, se puede aplicar un bucle de recirculación conectado a un intercambiador de calor externo.

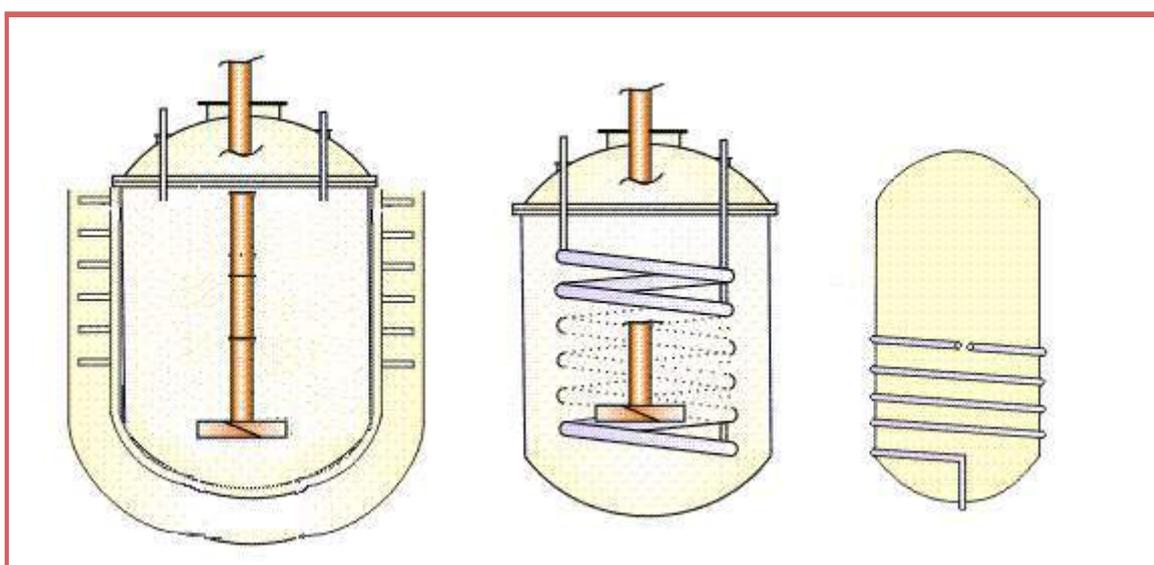


Figura 3.24 - Intercambio de calor en reactores: camisa, serpentín y bucle de recirculación. (26)

### 3.3.3.3 Balance de energía en la serie de reactores

La glicerólisis de triglicéridos es una reacción que sucede en tres etapas, cada una de ellas con una variación de energía determinada. Para poder determinar si se trata de reacciones endotérmicas, exotérmicas o una combinación de ambas, se consideró la siguiente ecuación:

$$\Delta Hr_j(T_r) = \sum_{i=1}^N m_{ji} \left( \Delta Hf_i(T_{ref}) + \int_{T_{ref}}^{T_r} Cp_i(T) dT \right) \quad \text{Ecuación 3.24}$$

Siendo:

- ➔ i: especie reactiva
- ➔ j: etapa de reacción
- ➔ m: coeficiente estequiométrico
- ➔  $\Delta Hr$ : entalpía de reacción
- ➔  $\Delta Hf$ : entalpía de formación
- ➔  $C_p$ : capacidad calorífica
- ➔  $T_r$ : Temperatura de reacción (130°C)
- ➔  $T_{ref}$ : Temperatura de referencia (25°C)

La capacidad calorífica de cada especie se obtuvo a partir de:

$$Cp_i(T) = R \left[ A + B \left( \frac{T}{100} \right) + C \left( \frac{T}{100} \right)^2 \right] \quad \text{Ecuación 3.25}$$

Utilizando los datos aportados por Liu et al, (27), se calcularon los valores de entalpía de reacción para cada etapa a 130 °C y los resultados se encuentran en la Tabla 3.26.

**Tabla 3.26 - Entalpías de reacción.**

Etapa de reacción	Entalpía de reacción (kJ/mol)
1: TG + G $\rightleftharpoons$ MG + DG	233,82
2: DG + G $\rightleftharpoons$ 2MG	239,84
3: TG + MG $\rightleftharpoons$ 2DG	-6,03

A partir de los valores de entalpía hallados se evidencia que la primera etapa de reacción es endotérmica dado que se trata de un valor positivo, sin embargo es levemente menor al valor de entalpía de la segunda etapa, que también es endotérmica. Por último, se puede apreciar que la tercera etapa es exotérmica pero no es un valor considerable frente a las entalpías de las etapas 1 y 2.

La expresión general del balance de energía en un reactor químico por la hipótesis de mezclado perfecto, se aplica a todo el volumen de la mezcla en reacción. En la serie de tanques agitados que operan isotérmicamente en estado estacionario, el balance resulta en la Ecuación 3.26.

$$UA.(Tr - Tc) - Gm.\overline{Cp}.(Tr - Ti) = \sum_{i=1}^N (\Delta Hr_i) J_i V + W_{eje} \quad \text{Ecuación 3.26}$$

Siendo:

- ➔ U: transferencia global de calor
- ➔ A: área de transferencia
- ➔ Gm: flujo másico
- ➔ Cp: capacidad calorífica de la mezcla
- ➔  $\Delta Hr_i$ : entalpía de reacción
- ➔  $r_i$ : velocidad de reacción
- ➔ V: volumen del TAC
- ➔  $W_{eje}$ : Trabajo del eje de agitación
- ➔ Tr: temperatura de reacción
- ➔ Tc: temperatura de camisa
- ➔ Ti: temperatura de entrada de reactivo

El trabajo mecánico que realiza el eje de agitación puede ser considerado despreciable al compararlo con los calores generados y consumidos por las reacciones químicas que tienen lugar dentro del reactor de glicerólisis.

Dado que las corrientes ingresan a la temperatura de reacción, el segundo término del lado izquierdo de la Ecuación 3.26, se puede despreciar. El primer término del lado derecho establece el calor generado, cuyos valores para cada TAC fueron calculados y se pueden observar en la Tabla 3.27.

Tabla 3.27 - Calor generado en cada TAC de la serie.

Reactor de la serie	Calor generado Q (W)	T salida (°C)
1	86,11	129,98
2	28,23	129,99
3	12,54	129,99
4	6,57	129,99

El primer reactor es aquel que más calor genera, y luego el valor decrece al avanzar en la serie de tanques. Esto se debe principalmente a que la cantidad de reactivo disponible para ser llevado a productos, disminuye al haber reaccionado en el tanque anterior, así la reacción es más lenta y genera menos calor.

Cabe destacar que los valores de calor generado son relativamente bajos y no se observa un cambio apreciable en las temperaturas de salida. Teniendo esto en cuenta, se puede concluir que no es necesario implementar un método de calefacción ni de refrigeración de los reactores, de los descritos anteriormente, para mantener la isothermicidad del sistema.

### 3.3.3.4 Aislación de la serie de reactores

Si bien el sistema de reacción puede prescindir de un método de calefacción para mantener su temperatura interna, se ve sometido a la convección externa, es decir entre las paredes externas de cada reactor y el medio ambiente en el que se ubican. La transferencia de calor por la superficie inferior (aquella que se encuentra en contacto con el piso), y las pérdidas por radiación se descartan ya que resultan despreciables frente a la convección por las paredes y la superficie superior del reactor.

Para determinar si es necesario aislar el sistema se deben calcular la influencia de los alrededores sobre la serie de reactores siguiendo la Ecuación 3.27 que se muestra a continuación.

$$Q_{conv} = h_{\infty} A_{trans} (T_p - T_{\infty})$$

Ecuación 3.27

Siendo:

- ➔  $h_{\infty}$ : coeficiente de transferencia de calor de los alrededores,
- ➔  $A_{trans}$ : área de transferencia de la pared y la superficie superior
- ➔  $T_p$ : temperatura de la pared del reactor
- ➔  $T_{\infty}$ : temperatura de los alrededores.

Dado que los reactores son de acero, un material conductor, la temperatura de pared puede considerarse igual a la temperatura de reacción de 130 °C. Por otro lado, la temperatura de los alrededores depende de las condiciones climáticas externas, las cuales varían de acuerdo a las estaciones del año. De esta forma, para evitar inconvenientes se debe evaluar el cambio en el calor convectivo, en aquellos días más desfavorables, es decir el día más frío en invierno y el más caluroso en verano, y las posibles ráfagas de viento en esos días. En promedio, la temperatura más baja en la zona en la que se ubica la planta es de 5 °C y la más alta es de 30 °C, y un promedio de viento de 14,6 y 14,2 km/h, respectivamente. (28).

Teniendo esto en cuenta, se obtuvieron de bibliografía las propiedades del aire para ambas temperaturas de película (promedio entre la temperatura de pared y la de los alrededores) cuyos valores se encuentran en la Tabla 3.28.

Tabla 3.28 - Propiedades del aire en las condiciones extremo de la zona. (16)

Propiedad	Verano	Invierno
Temperatura de película	52,5 °C	65 °C
Densidad ( $\rho$ )	1,092 kg/m <sup>3</sup>	1,028 kg/m <sup>3</sup>
Viscosidad ( $\mu$ )	1,963.10 <sup>-5</sup> kg/m.s	2,052.10 <sup>-5</sup> kg/m.s
Conductividad (k)	0,02735 W/m.K	0,02881 W/m.K
Número de Prandtl (Pr)	0,7228	0,7177
Velocidad del viento	4,05 m/s	3,94 m/s

Mediante la siguiente correlación de Churchill-Berstein (16) para convección forzada (Ecuación 3.28) se calculó el coeficiente de transferencia de calor de los alrededores.

$$h_{\infty} = 0,3 + \frac{0,62 Re^{0,5} Pr^{\frac{1}{3}}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{Pr}\right)^{\frac{2}{3}}\right]^{\frac{1}{4}}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re}{282.000}\right)^{\frac{5}{8}}\right]^{\frac{4}{5}} \cdot \frac{k}{D_T}$$

Ecuación 3.28

El área de transferencia debe considerar las paredes del reactor así como la superficie superior del mismo, por lo tanto se calcula según la Ecuación 3.29.

$$A_{trans} = \pi \cdot D_T \cdot H + \pi \cdot \left(\frac{D_T}{2}\right)^2$$

Ecuación 3.29

Considerando que el diámetro de un reactor es  $D_T=1$  m y su altura es  $H=1,51$  m, se obtiene un área de transferencia de **5,53 m<sup>2</sup>**.

De esta manera el calor convectivo se obtiene mediante la Ecuación 3.27 y sus valores se encuentran tabulados junto a los del coeficiente de transferencia en la Tabla 3.29 a continuación.

Tabla 3.29 - Coeficiente de transferencia de calor y calor convectivo en cada estación.

Estación del año	$h_{\infty}$ (W/m <sup>2</sup> K)	Q (W)
Invierno	10,77	7446,19
Verano	10,29	5690,85

Al evaluar ambos casos, se observa que el calor convectivo, de las paredes de los tanques con los alrededores, es un valor apreciable al compararlo con el calor generado por cada reactor. Por lo tanto, se puede concluir que se debe realizar una aislación adecuada de los mismos para evitar que sean enfriados por el aire circundante. Sin embargo, dado que se trata de convección forzada, de acuerdo a Cengel (16) no es necesario calcular el radio crítico del aislante y se puede realizar la aislación sin necesidad de comprobar que el radio exterior del aislante sea mayor que el crítico antes de instalarlo.

El material aislante se selecciona de acuerdo a lo detallado en la Tabla 3.13, y por los mismos motivos que se explican en la elección del aislante para el reactor de hidrólisis en la Sección 3.1.3.1. De esta manera se decide utilizar lana de vidrio, debido a que presenta características que permiten garantizar la seguridad de los operarios y de los equipos, y a su amplia disponibilidad en el mercado.

De manera análoga a lo planteado para determinar el espesor de aislante del reactor de hidrólisis, se debe resolver el sistema de ecuaciones planteado en la Tabla 3.30 de manera de poder establecer la cantidad de material necesario para recubrir el sistema de reactores.

Tabla 3.30 - Expresiones involucradas para determinar el espesor del aislante.

	Expresión	Detalle
Conducción en la pared del reactor Ecuación 3.13	$Q = 2 \cdot \pi \cdot H \cdot k_{acero} \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}$	$k_{acero} = 15,2 \frac{W}{m \cdot ^\circ C}$ (a 130 °C) (16)
		$T_1 = T_{int} = 130^\circ C$
		$r_1 = 0,5 m$ (radio interno del reactor)
		$r_2 = 0,551 m$ ( $r_1 + espesor$ )
Conducción en el aislante Ecuación 3.14	$Q = 2 \cdot \pi \cdot H \cdot k_{aislante} \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}$	$k_{aislante} = 0,023 \frac{W}{m \cdot ^\circ C}$ (lana de vidrio) (16)
		$T_3 = 40^\circ C$
Convección entre el reactor y el ambiente Ecuación 3.15	$Q = h \cdot 2 \cdot \pi \cdot H \cdot r_3 \cdot (T_3 - T_{amb})$	$h = 10,77 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$
		$T_{amb} = 25^\circ C$
Radiación entre el reactor y los alrededores Ecuación 3.16	$Q = \epsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot H \cdot r_3 \cdot [(T_3)^4 - (T_{amb})^4]$	No se considera a temperaturas bajas, ya que es despreciable frente a la convección forzada

Luego de realizar los cálculos se obtienen como resultados los presentados en la Tabla 3.31.

Tabla 3.31 - Valores obtenidos al resolver el sistema de ecuaciones.

Parámetro	Valor
Calor perdido al usar aislante (W)	863,82
Temperatura en la interfaz reactor/aislante, $T_2$ (°C)	129,42
Radio 3 (m)	0,564
Espesor necesario de aislante (m)	0,013

El empleo de un aislante adecuado y de espesor óptimo, permite minimizar las pérdidas de calor hacia el exterior y, de esta manera, reducir el gasto de energía. Mediante la Ecuación 3.17, que se encuentra en la Tabla 3.14, se obtuvo el valor del calor que se intercambiaría con el ambiente en el caso de no emplear aislante, resultando en  $Q= 5821$  W. Si se compara este valor con el calor intercambiado al usar aislante, se observa que presentan una amplia diferencia, es decir que gracias a la aislación se evitan en un 85% las pérdidas de energía.

## 3.4 Referencias

- (1) Milliren, A.L., (2013). *Kinetics of soybean oil hydrolysis in subcritical water*. Fuel Journal, 108, 277-281.
- (2) Lascaray, L. (1949). *Mechanism of Fat Splitting*. Industrial & Engineering Chemistry, 41(4), 786–790. doi:10.1021/ie50472a025
- (3) Minami, E., (2006). *Kinetics of hydrolysis and methyl esterification for biodiesel production in two-step supercritical methanol process*. Fuel Journal, 85, 2479-2483.
- (4) Patil, T. A., Butala, D. N., Raghunathan, T. S., & Shankar, H. S. (1988). *Thermal hydrolysis of vegetable oils and fats. 1. Reaction kinetics*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 27(5), 727–735. doi:10.1021/ie00077a001
- (5) Sturzenegger, A., & Sturm, H. (1951). *Hydrolysis of Fats at High Temperatures*. Industrial & Engineering Chemistry, 43(2), 510–515. <https://doi.org/10.1021/ie50494a054>
- (6) Diasakou, M., Louloudi, A., & Papayannakos, N. (1998). *Kinetics of the non-catalytic transesterification of soybean oil*. Fuel, 77(12), 1297–1302. doi:10.1016/s0016-2361(98)00025-8
- (7) Guerrero, M. P., (2008). *Correlación de Propiedades de Aceites Vegetales y Sebo Vacuno Usando Aproximantes de Padé*. 19(4), 19-24.
- (8) Halvorsen, J.D., (1993). *Density Estimation for Fatty Acids and Vegetable Oils Based on Their Fatty Acid Composition*. JAOCS, 70(9), 875-880.
- (9) Okajima, I., & Sako, T. (2014). *Energy conversion of biomass with supercritical and subcritical water using large-scale plants*. Journal of Bioscience and Bioengineering, 117(1), 1–9. doi:10.1016/j.jbiosc.2013.06.010
- (10) Alenezi, R., (2009). *Hydrolysis kinetics of sunflower oil under subcritical water conditions*. Chemical Engineering Research and Design, 87(6), 867–873. doi:10.1016/j.cherd.2008.12.009
- (11) Friend, W. Z., & Mason, J. F. (1949). *Corrosion Tests in the Processing of Soap and Fatty Acids*. Corrosion, 5(11), 355–368. National Association of Corrosion Engineers. Ohio, Estados Unidos. <https://doi.org/10.5006/0010-9312-5.11.355>
- (12) ASME Boiler and Pressure Vessel Committee. Subcommittee on Materials. (2007). *II Part D Properties (Customary) Materials. An International Code. 2007 ASME Boiler & Pressure Vessel Code*. The American Society of Mechanical Engineers. New York, Estados Unidos. <https://vdocuments.mx/asme-ii-part-d.html>
- (13) Sonntag, N. O. V. (1979). *Fat splitting*. Journal of the American Oil Chemists' Society, 56(11Part1), 729A-732A.

- (14) Jones, M. N., (2019). *Design and Optimisation of Oleochemical Processes*. Lyngby: Technical University of Denmark.
- (15) Paredes, S. (2015). *Quemaduras Manejo Inicial y Tratamiento*. Biblioteca Médica. Colegio de Médicos de la Provincia de Salta. Salta, Argentina. <http://www.colmedsa.com.ar/files/Quemaduras.pdf>
- (16) Cengel, Y., Ghajar, A., (2004). *Transferencia de Calor y Masa*. Cuarta Edición, Mc Graw Hill, Estados Unidos.
- (17) Afelma, A., (2016). *Guía de Buenas Prácticas en el Aislamiento Industrial*. Gráficas Arias Montano S.A., Madrid, España.
- (18) Ruiz, M., Capeletti, W. (2020). *Unidad 4. Generadores de Vapor. Máquinas Térmicas*. Ingeniería Electromecánica. Facultad Regional Reconquista. Universidad Tecnológica Nacional. Santa Fe, Argentina. [https://frrq.cvg.utn.edu.ar/pluginfile.php/23149/mod\\_resource/content/0/Unidad%204-%20Generadores%20de%20Vapor.pdf](https://frrq.cvg.utn.edu.ar/pluginfile.php/23149/mod_resource/content/0/Unidad%204-%20Generadores%20de%20Vapor.pdf)
- (19) Kazembe-Phiri, H. W., Matsumura, Y., & Minowa, T. (2011). *Reaction Characteristics of Glycerol Pretreatment of Bio-oil with Calcium Hydroxide for Biodiesel Production*. Journal of the Japan Petroleum Institute, 54(4), 266–271. Hiroshima, Japón. <https://doi.org/10.1627/jpi.54.266>
- (20) Ferretti, C. A., (2010). *Valoración catalítica de glicerol: síntesis de monoglicéridos*. Tesis doctoral. Universidad Nacional del Litoral. pp I-23. Santa Fe, Argentina. <https://bibliotecavirtual.unl.edu.ar:8443/handle/11185/236>
- (21) CSSINFO. (1998). *Los Tanques de Acero soldados para el Almacenamiento de petróleo*. API Norma 650. Instituto Americano del Petróleo, Washington D.C. 20005, Estados Unidos.
- (22) Nienow, A. W. (1998). *Hydrodynamics of Stirred Bioreactors*. Applied Mechanics Reviews, 51(1), 3. BBSRC Centre for Biochemical Engineering, School of Chemical Engineering, University of Birmingham, Reino Unido. <https://doi.org/10.1115/1.3098990>
- (23) García-Cortés, D., U. Jáuregui-Haza, U. (2006). *Hidrodinámica en tanques agitados con turbinas de disco con paletas planas*. Revista Facultad de Ingeniería N.º 38. pp. 97-113. Departamento de Desarrollo Tecnológico. Centro de Química Farmacéutica. Habana, Cuba. <http://www.scielo.org.co/pdf/rfiua/n38/n38a09.pdf>
- (24) Paul, E. L., Atiemo-Obeng, V. A., & Kresta, S. M. (Eds.). (2003). *Handbook of industrial mixing: science and practice* (Vol. 1). John Wiley & Sons. New Jersey, Estados Unidos. <https://www.researchgate.net/file.PostFileLoader.html?id=576ae09796b7e42c5d70537d&assetKey=AS%3A375854493388800%401466622102837>
- (25) Brown, G., Katz, D., Foust, A. & Schneidewind, R. (1965). *Operaciones básicas de la Ingeniería Química*. John Wiley & Sons, Inc, New York, Estados Unidos.

- (26) Carpenter, K.J.. (2011). *Agitated Vessel Heat Transfer*. A-To-Z Guide To Thermodynamics, Heat & Mass Transfer, And Fluids Engineering. Thermopedia. <https://www.thermopedia.com/content/547/>
- (27) Liu, Q., Wang, M., Jiang, Z., Yang, G., Wei, J., & Fang, T. (2018). *Bottlenecks identification and intensification for transesterification of surplus glycerol and triacylglycerols: Thermodynamics, mechanism and kinetics analysis*. Chemical Engineering Journal, 349, 192–203. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2018.05.040>
- (28) Weather Spark. (2020). *El clima promedio en Pilar*. Buenos Aires, Argentina. <https://es.weatherspark.com/y/28965/Clima-promedio-en-Pilar-Argentina-durante-todo-el-a%C3%B1o>

### 3.5 Bibliografía

- Ackelsberg, O. J. (1958). *Fat splitting*. Journal of the American Oil Chemists Society, 35(11), 635-640. <https://doi.org/10.1007/BF02633824>
- Anneken, D. J., Both, S., Christoph, R., Fieg, G., Steinberner, U., & Westfechtel, A. (2006). *Fatty Acids*. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Weinheim, Alemania. [https://doi.org/10.1002/14356007.a10\\_245.pub2](https://doi.org/10.1002/14356007.a10_245.pub2)
- Fasano J.B., Bakker A., Penney W.R. (1994). *Advanced Impeller Geometry Boosts Liquid Agitation*. Chemical Engineering, 101(8), 110. University of Arkansas. Arkansas, Estados Unidos. <https://www.bakker.org/cfm/publications/AdvancedImpeller1994.pdf>
- Barnebey, H. L., & Brown, A. C. (1948). *Continuous fat splitting plants using the colgate-emery process*. Journal of the American Oil Chemists' Society, 25(3), 95-99. Illinois, Estados Unidos. <https://doi.org/10.1007/BF02579733>
- Cao, E. (1983). *Intercambiadores de calor*. Operaciones II. Universidad de Buenos Aires. Buenos Aires, Argentina.
- Cengel, Y., Ghajar, A., (2004). *Transferencia de Calor y Masa*. Cuarta Edición, Mc Graw Hill, Estados Unidos.
- Forero-Hernandez, H., Jones, M. N., Sarup, B., Jensen, A. D., Abildskov, J., & Sin, Gá. (2019). *Comprehensive Development, Uncertainty and Sensitivity Analysis of a Model for the Hydrolysis of Rapeseed Oil*. Computers & Chemical Engineering, 106631. Elsevier Ltd. Dinamarca. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2019.106631>
- Johnson, A. I., Lozada, A., Anvari, M., Stephanopoulos, G., & Weng, P. (1975). *Steady state and dynamic studies of a multi product chemical plant*. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 53(3), 340-346. Chemical Engineering Department, McMaster University, Hamilton, Ontario, Canada. <https://doi.org/10.1002/cjce.5450530317>

Kenyon, R. L., Stingley, D. V., & Young, H. P. (1950). *CHEMICALS FROM FATS*. Industrial & Engineering Chemistry, 42(2), 202–213. Illinois, Estados Unidos. <https://doi.org/10.1021/ie50482a009>

Kumoro, A.C., (2012). *Experimental and Modeling Studies of the Reaction Kinetics of Alkaline-Catalyzed used Frying Oil Glycerolysis using Isopropyl Alcohol as a Reaction Solvent*. Research Journal of Applied Sciences, Engineering and Technology, 4(8), 869-876. Semarang, Indonesia. <https://maxwellsci.com/print/rjaset/v4-869-876.pdf>

Letan, R., & Kehat, E. (1965). *Mixing effects in a spray-column heat exchanger*. AIChE Journal, 11(5), 804-808. <https://doi.org/10.1002/aic.690110512>

Milliren, A. L., Wissinger, J. C., Gottumukala, V., & Schall, C. A. (2013). *Kinetics of soybean oil hydrolysis in subcritical water*. Fuel, 108, 277–281. Ohio, Estados Unidos. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.12.068>

Minami, E., & Saka, S. (2006). *Kinetics of hydrolysis and methyl esterification for biodiesel production in two-step supercritical methanol process*. Fuel, 85(17-18), 2479–2483. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2006.04.017>

Navarro, C. (2015) *Efecto de la agitación sobre la difusión de gases en un proceso de producción de BioH<sub>2</sub>*. Instituto Politécnico Nacional, Unidad Profesional Interdisciplinaria de Biotecnología. Distrito Federal, México. [https://tesis.ipn.mx/bitstream/handle/123456789/18726/tesis\\_maestria\\_Cristina\\_CD%27S.pdf?sequence=1&isAllowed=y](https://tesis.ipn.mx/bitstream/handle/123456789/18726/tesis_maestria_Cristina_CD%27S.pdf?sequence=1&isAllowed=y)

Sturzenegger, A., & Sturm, H. (1951). *Hydrolysis of Fats at High Temperatures*. Industrial & Engineering Chemistry, 43(2), 510–515. <https://doi.org/10.1021/ie50494a054>

## Anexo II

Tabla AII.1 - Niveles de vientos según sus velocidades. Beaufort

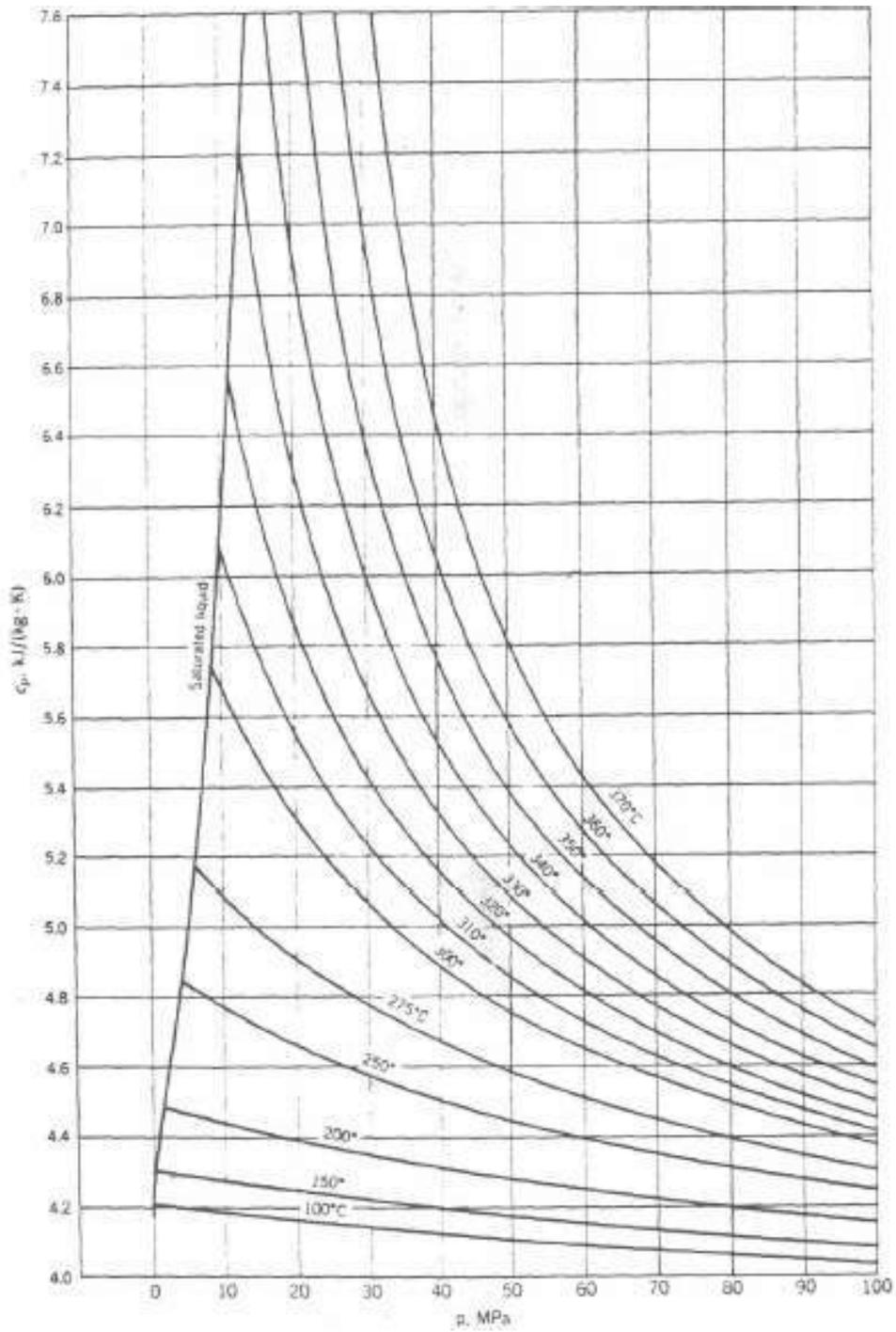
Cifra	Nombre	Velocidad en			Efectos del viento en alta mar
		nudos	metros/seg.	km/h	
0	calma	1	0 - 0,2	1	Mar como un espejo
1	ventolina	1 - 3	0,3 - 1,5	1 - 5	Rizos como escamas de pescado pero sin espuma
2	flojito	4 - 6	1,8 - 3,3	6 - 11	Pequeñas olas, crestas de apariencia vítrea, sin romperse
3	flojo	7 - 10	3,4 - 5,4	12 - 19	Pequeñas olas, crestas rompientes, espuma de aspecto vítreo aislados vellones de espuma
4	bonancible-moderado	11 - 16	5,5 - 7,9	20 - 28	Pequeñas olas creciendo; cabrilleo numeroso y frecuente de las olas
5	fresquito	17 - 21	8,0 - 10,7	29 - 38	Olas medianas alargadas, cabrilleo (con salpicaduras)
6	fresco	22 - 27	10,8 - 13,8	39 - 49	Se forman olas grandes, crestas de espuma blanca (salpicaduras frecuentes)
7	frescachón	28 - 33	13,9 - 17,1	50 - 61	El mar crece; la espuma blanca que proviene de las olas es arrastrada por el viento
8	temporal	34 - 40	17,2 - 20,7	62 - 74	Olas de altura media y mas alargadas, del borde superior de sus crestas comienzan a destacarse torbellinos de salpicaduras
9	temporal fuerte	41 - 47	20,8 - 24,4	75 - 88	Grandes olas, espesas estelas de espuma a lo largo del viento, las crestas de las olas se rompen en rollos, las salpicaduras pueden reducir la visibilidad
10	temporal duro	48 - 55	24,5 - 28,4	89 - 102	Olas muy grandes con largas crestas en penachos, la espuma se aglomera en grandes bancos y es llevada por el viento en espesas estelas blancas en conjunto la superficie esta blanca, la visibilidad esta reducida
11	temporal muy duro	56 - 63	28,5 - 32,6	103 - 117	Olas de altura excepcional, (pueden perderse de vista tras ellas barcos de tonelaje pequeño y medio), mar cubierta de espuma, la visibilidad esta reducida
12	temporal huracanado	más de 64	más de 32,7	más de 118	Aire lleno de espuma, salpicaduras, mar cubierto de espuma visibilidad muy reducida

Tabla AII.2 - "Correlación de Propiedades de Aceites Vegetales y Sebo Vacuno Usando Aproximantes de Padé". Monica Guerrero, Año 2008, Córdoba, Argentina. Donde se utiliza la siguiente expresión para el cálculo de las propiedades del sebo ( $P_{1,i}$ ).

$$P_{1,i}(T) = \frac{a_1 + b_1 T}{d_1 + c_1 T}$$

Propiedad		a	b	c	% $\Delta Y$	%/ $\Delta Y$ /
Densidad	Girasol crudo	933.77	-0.0651	4.97E-11	-1.18E-08	4.50E-04
	Girasol refinado	1171.66	0.3177	1.28E-03	-4.45E-05	5.25E-03
	Soja cruda	934.93	-0.0650	4.76E-11	-1.15E-12	3.02E-10
	Soja refinado	933.62	-0.0664	-1.01E-07	-2.12E-13	6.90E-07
	Sebo	1185.32	-0.8326	2.70E-12	-1.03E-11	2.32E-02
Cond. Térmica	Girasol Ref.	0.179	-0.0001	-8.65E-06	-0.10E-03	8.21E-02
	Sebo	0.121	-0.0004	-3.50E-03	0.12E-01	8.46E-01
Calor Específico	Girasol Ref.	0.102	0.0012	2.14E-04	-5.31E-05	3.93E-02
	Sebo	1.404	0.0015	-3.04E-04	-7.71E-05	7.67E-02
Viscosidad	Girasol Ref.	-15.290	0.0307	-3.79E-03	0.79E+00	1.09E+00
	Soja Ref.	-6.052	0.0094	-6.13E-03	-1.38E-03	2.69E+00
	Sebo	-7.736	0.0163	-3.39E-03	-1,39E+00	7.66E-01

Figura AII.1 - Capacidad calorífica del agua líquida a distintas presiones y temperaturas.



A photograph of an industrial distillation plant at sunset. Several tall, cylindrical distillation columns are visible, each with multiple levels of ladders and platforms. The sky is a mix of orange, yellow, and blue, with some clouds. The foreground shows a grassy area and some industrial structures. The image is overlaid with a large, stylized white number '04' that is partially cut off by the right edge of the frame.

# 04

## *Diseño del Sistema de Purificación*

## 4

# Diseño del Sistema de Purificación

## 4.1 Introducción

Las corrientes de salida de los reactores químicos suelen contener, además de los productos objetivo, otras sustancias tales como reactivos sin reaccionar, productos indeseados, catalizadores o solventes. Con el fin de obtener productos con las especificaciones buscadas, esas sustancias adicionales deben separarse y en algunos casos, eliminarse, y para ello, se aplican diversos métodos de purificación. Si bien existen múltiples técnicas y equipos, la elección correcta del método adecuado queda determinada por las propiedades fisicoquímicas de las sustancias involucradas.

A continuación del reactor de hidrólisis, la corriente de ácidos grasos debe ser sometida a varios procesos de purificación, que permitan adquirir los productos en las condiciones especificadas para su comercialización, detalladas en la Tabla 4.1. Estos procesos incluyen una destilación flash, una destilación completa, cristalización y por último, filtración. Cada etapa tiene como objetivo eliminar el agua e impurezas de la mezcla de ácidos grasos, separarlos de acuerdo a su grado de saturación convirtiéndolos en cristales y finalmente, asegurar un producto final libre de humedad.

Tabla 4.1 - Especificaciones de productos comerciales. (1)

Producto comercial	Composiciones másicas (%)	
Ácido Esteárico	Ácido Palmítico	38-45
	Ácido Esteárico	34-42
	Ácido Oleico	9-15
Ácido Oleico	Ácido Palmítico	5-14
	Ácido Esteárico	5-15
	Ácido Oleico	65-85

Por otro lado, el alto contenido de agua, en la corriente que egresa por el fondo del reactor de hidrólisis, dificulta el empleo del glicerol presente como reactivo en la reacción de glicerólisis. Por lo tanto, se hace necesario realizar una concentración de esta sustancia para lo que se utiliza, en primera instancia, un destilador flash y luego un evaporador, con el objetivo de alcanzar una corriente que contenga un 90% de glicerol.

Por último, las corrientes de agua que se obtienen a la salida de distintas etapas del proceso son aprovechadas al ser combinadas en una corriente única, que es luego recirculada al reactor de hidrólisis.

## 4.2 Purificación de Ácidos Grasos

### 4.2.1 Composición corriente de ácidos grasos brutos

El reactor de hidrólisis consiste en una columna sometida a alta presión y temperatura, de la cual salen dos corrientes de productos, por el tope los ácidos grasos brutos y por el fondo, la mezcla de agua y glicerol. Sin embargo, al haber sido aproximada mediante un reactor de tipo tubular (TUB) no se obtuvo esta distinción de corrientes a la salida.

Para poder determinar la distribución de los productos y de las trazas de reactivos sin reaccionar en cada corriente, se decide considerar que el total de ácidos grasos, los mono y diglicéridos obtenidos, así como aquellos triglicéridos restantes saldrán por el tope del reactor.

Por otro lado, de acuerdo a diversos autores entre ellos Aly y Ashour, la corriente de glicerol que sale por el fondo del reactor, conocida como agua endulzada, contiene de 8 a 12 % en peso de glicerol (2), siendo el resto agua. Partiendo de este rango de valores, se establece que, para este caso en particular, dicha corriente contiene un 8 % en peso de glicerol. Por lo tanto, para poder cumplir con este requerimiento, del total de agua que egresa del reactor, alrededor del 83% saldrá por el fondo, mientras que el 17% restante deberá salir por el tope.

En la Figura 4.1 a continuación, puede observarse la distribución de componentes en cada corriente a la salida del reactor de hidrólisis.

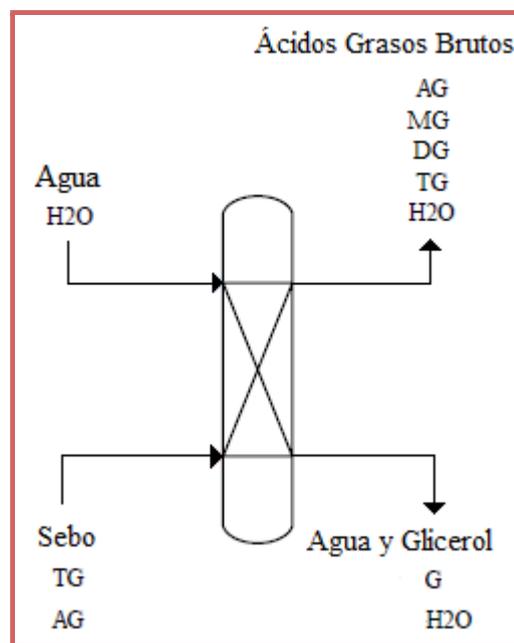


Figura 4.1 - Reactor de hidrólisis con corrientes y fracciones másicas de componentes.

A partir de los caudales obtenidos a la salida del reactor TUB y la distribución propuesta, se calculan los valores para tope y fondo, los resultados se encuentran en la Tabla 4.2.

**Tabla 4.2** - Distribución en caudales máscicos de los componentes en las corrientes de salida del reactor.

Componente	Caudal máscico (kg/h)		
	Reactor tubular diseñado	Tope del reactor	Fondo del reactor
Triglicéridos	247,92	247,92	0
Diglicéridos	353,97	353,97	0
Monoglicéridos	417,16	417,16	0
Ácidos grasos	3.607	3.607	0
Agua	3.467,32	592,92	2.874,4
Glicerol	232,9	0	232,9

A su vez, el caudal máscico de ácidos grasos puede clasificarse en Ácidos Palmítico, Esteárico y Oleico, saliendo por el tope del reactor las cantidades presentes en la Tabla 4.3.

**Tabla 4.3** - Caudales máscicos de ácidos grasos en la corriente de ácidos grasos brutos.

Componente	Caudal máscico (kg/h)
Ácido esteárico	757,5
Ácido palmítico	1.082,1
Ácido oleico	1.767,4

## 4.2.2 Deshidratación y desaireación

La corriente de ácidos grasos brutos contiene un porcentaje considerable de glicéridos, los cuales deben ser separados de la mezcla de ácidos dado que estas impurezas afectarían la calidad del producto final. Esta separación se lleva a cabo mediante una destilación. Sin embargo, previo al diseño de este proceso, se deben tener en cuenta ciertos factores que influyen en la correcta operación del equipo y en la calidad de los ácidos, como lo son las condiciones de presión y temperatura de la corriente de alimentación, y la cantidad de agua y aire presente en dicha corriente.

Los ácidos grasos son extremadamente sensibles al calor, la oxidación y los efectos de corrosión. Esto se debe al grupo ácido reactivo ubicado al final de la larga cadena carbonada. Por lo tanto, la destilación debe llevarse a cabo bajo condiciones de alto vacío y temperaturas menores a la utilizada en el reactor, y con el menor tiempo de residencia permitido. De acuerdo a Gervajio et al, las condiciones de operación implican un vacío de 0,012 bares o menos y una temperatura de aproximadamente 200°C (3). A su vez, Gianazza International postula en su folleto que los ácidos grasos deben ser destilados a temperaturas bajas (200 a 250 °C) y por lo tanto, bajo condiciones de alto vacío (0,005 bares o menores) (4).

Una alimentación libre de humedad es esencial para que el equipo de destilación opere de manera uniforme. Al tener en cuenta el alto volumen específico del agua bajo las condiciones de operación del

equipo de destilación, la introducción de cantidades variables de humedad en la alimentación, podría conducir a la inestabilidad en el equipo de vacío, modificando la velocidad de destilación, la carga de condensado y las respectivas temperaturas de operación.

Por otro lado, una alimentación que contenga gases sin disolver puede ocasionar reacciones de oxidación indeseadas de los ácidos y por consiguiente, pérdidas en las cantidades finales de productos. Debido a esto es que la corriente de ácidos debe ser sometida al vacío para eliminar así dichos gases.

De acuerdo a estos factores, se puede concluir que es necesario reducir la presión y temperatura de la corriente de ácidos grasos brutos (la cual sale del reactor a 50 bares y 260 °C), y que deben eliminarse la humedad y los gases sin disolver bajo condiciones de vacío.

En primera instancia, la corriente de ácidos grasos brutos ingresa a una válvula reductora de presión. Al salir de la misma, las condiciones de presión y temperatura resultan en 4 bares y 197 °C, respectivamente, es decir, la corriente se vaporiza parcialmente.

En segunda instancia, los ácidos grasos brutos son alimentados a un destilador flash, que funciona tanto como deshidratador así como desaireador. La destilación flash es un proceso de destilación que sucede de manera súbita cuando la mezcla en equilibrio termodinámico líquido-vapor, es sometida a una expansión, o bien a una disminución de presión o variación de temperatura. De manera que se vaporiza inmediatamente una de las fases ocurriendo una separación instantánea, quedando los componentes más volátiles en la fase gaseosa y los más estables en la fase líquida. Los caudales obtenidos a la salida de este destilador pueden observarse en la Tabla 4.4.

**Tabla 4.4 - Caudales máxicos de las corrientes de entrada y salida del destilador flash.**

Componente	Caudal máxico (kg/h)		
	Entrada	Salida	
	Ácidos grasos brutos	Vapor de agua	Ácidos grasos brutos secos (1)
Ácido Palmítico	1082,18	3,16	1079,02
Ácido Estearico	757,55	1,54	756,01
Ácido Oleico	1767,52	71,54	1695,98
Triglicéridos	247,94	0,13	247,81
Diglicéridos	353,99	0,15	353,84
Monoglicéridos	417,19	0,32	416,87
Agua	592,96	450,34	142,62

Sin embargo, el porcentaje de humedad de la corriente de ácidos grasos brutos secos (1) es del 3%, valor elevado teniendo en cuenta que Reinish propone un 1%(5), mientras que Gianazza plantea un 0,2%(4). Si bien se debe obtener la mayor remoción de agua, se busca además la menor pérdida posible de ácido oléico, el siguiente compuesto más volátil de todos los de la mezcla de alimentación. Por lo tanto, se decide pasar la corriente de ácidos grasos por un segundo destilador flash.

Para asegurar que exista separación, previo al destilador, debe colocarse una segunda válvula reductora de presión que modifique las condiciones de operación. Estas resultan en 1,5 bares y 170,1 °C y los caudales de las distintas sustancias a la salida del equipo se encuentran en Tabla 4.5.

**Tabla 4.5 - Caudales máxicos de las corrientes de entrada y salida del destilador flash.**

Componente	Caudal máxico (kg/h)		
	Entrada	Salida	
	Ácidos grasos brutos	Vapor de agua	Ácidos grasos brutos secos (2)
Ácido Palmítico	1079,02	1,97	1077,05
Ácido Estearico	756,01	0,99	755,02
Ácido Oleico	1695,98	49,13	1646,85
Triglicéridos	247,81	0,39	247,42
Diglicéridos	353,84	0,42	353,42
Monoglicéridos	416,87	0,73	416,14
Agua	142,62	92,04	50,58

De acuerdo a los valores de la Tabla 4.5, el porcentaje de humedad de la corriente de ácidos grasos brutos secos (2) es del 1% lo cual concuerda con lo propuesto por Reinish (5).

El sistema de destiladores flash sometido a las condiciones indicadas en la Tabla 4.6, permite eliminar un 91,47% del agua presente, y genera una pérdida de ácido oleico del 6,83 %. Estos componentes se encuentran en las corrientes de vapor de agua que salen de ambos equipos, las cuales se combinan en un mezclador para ser luego, acondicionadas y recirculadas al reactor de hidrólisis, como se explica en las Secciones 5.3 y 4.4 respectivamente.

**Tabla 4.6 - Condiciones de operación de los destiladores flash.**

Condiciones	Tanque 1	Tanque 2
Temperatura (°C)	197	170,1
Presión (bar)	4	1,5

Ambos destiladores consisten en tanques cilíndricos cuyas medidas se encuentran en la Tabla 4.7, y es aconsejable que el material de estos sea acero inoxidable de grado AISI 316L, dado que presenta buena resistencia.

Tabla 4.7 - Dimensiones del destilador flash.

Dimensión	Valor
Diámetro (m)	0,61
Altura (m)	3,35
Volumen (m <sup>3</sup> )	0,98

La resolución de este sistema se llevó a cabo mediante el simulador UniSim Design R390 y se encuentra representado en la Figura 4.2.

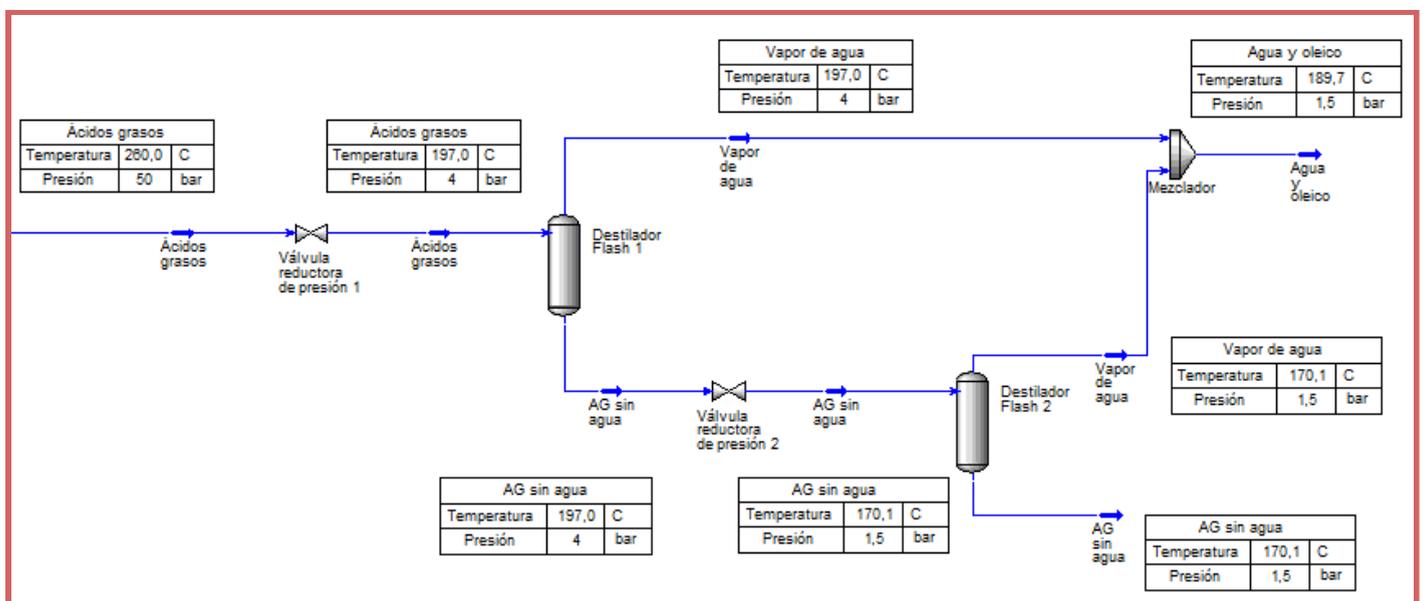


Figura 4.2 - Diagrama del sistema de destiladores flash.

Cabe destacar, que el simulador no cuenta en su paquete de datos con las propiedades de los componentes de la corriente de ácidos grasos brutos. Entonces, estos debieron ser considerados como compuestos hipotéticos. Por un lado, se supuso a los glicéridos como trioleína, dioleína y monooleína y, por otro lado, sólo se tuvieron en cuenta los ácidos grasos principales del sebo, utilizando las propiedades expuestas en la Tabla 4.8, aplicando el paquete termodinámico NRTL.

Tabla 4.8 - Propiedades termodinámicas de los compuestos hipotéticos. (6)(7)

Componente	Punto ebullición normal (°C)	Peso molecular (kg/kmol)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Temperatura crítica (°C)	Presión crítica (bar)	Volumen crítico (m <sup>3</sup> /kmol)	Factor Acéntrico
Triglicérido	554,25	885,43	910	704,73	3,34	3,25	1,98
Diglicérido	491,88	621	917	647,05	5,05	2,83	1,76
Monoglicérido	401,67	356,55	941	561,91	10,56	1,25	1,53
Ácido Esteárico	370	284,48	838,8	545,85	12,25	1,51	0,22
Ácido Palmítico	351	256,43	841,9	526,74	14,08	1,28	0,23
Ácido Oleico	286	282,47	852,8	546,26	12,76	1,45	0,21

Los valores de densidad de la Tabla 4.8 corresponden a los distintos componentes en estado líquido. Para los ácidos fueron obtenidas por Nouredinni et al. (6) mediante la ecuación de Rackett a 180 °C y empleando los parámetros que se listan en la bibliografía de dichos autores. Para el caso de los glicéridos se utilizó la misma ecuación pero aplicando los datos para las oleínas correspondientes extraídos de la bibliografía presentada por Glisic y Skala (7).

### 4.2.3 Destilación

La destilación es una operación unitaria que permite la separación de los componentes de una mezcla de acuerdo a las diferencias de volatilidad entre los mismos. De esta forma, los componentes más volátiles tienden a concentrarse en la fase vapor y los menos volátiles en la fase líquida.

El sistema de destilación está constituido por los siguientes equipos y puede verse en la Figura 4.3:

- ➔ **Columna:** Cilindro vertical en el cual es alimentada la mezcla y ocurre la separación de los componentes de la misma. En su interior se establecen etapas mediante platos o empaques rellenos en los que tiene lugar el contacto entre el líquido y el vapor, y favorecen la separación.
- ➔ **Rehervidor:** Suministra la energía necesaria para llevar a cabo la evaporación de la mezcla, y el líquido que se retira del mismo se conoce como residuo o fondo.
- ➔ **Condensador:** Enfía y condensa el vapor que sale por la parte superior de la columna.
- ➔ **Tanque de reflujo:** Recibe el líquido proveniente del condensador y lo devuelve a la columna de manera total (reflujo total) o parcial, lo que genera una corriente líquida que sale del sistema, el destilado.

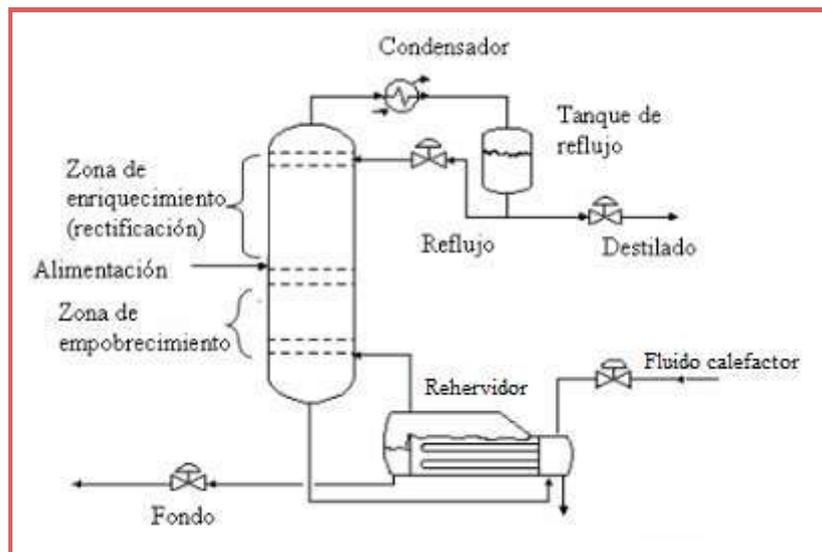


Figura 4.3 - Esquema del sistema de destilación.

La mezcla líquida a separar se introduce en la parte central de la columna en el plato de alimentación. Dicho plato divide la torre en dos secciones, la zona de enriquecimiento y la zona de empobrecimiento. El flujo de alimentación desciende en la columna hasta el rehervidor. En este punto la mezcla pasa a estado vapor, mediante el intercambio de calor con un flujo adecuado, en general vapor de agua. Luego, el vapor asciende en la torre pasando a través de diferentes platos en los cuales entra en contacto con la mezcla líquida que desciende hacia el rehervidor. Ambas fases alcanzan el equilibrio entre sí, y el vapor continúa su ascenso hacia el siguiente plato y el líquido cae por gravedad al plato inmediato inferior. Finalmente, el vapor llega al tope de la columna y sale hacia el condensador, en el cual pasa a estado líquido y se acumula en el tanque de reflujo, para ser recirculado a la columna o retirado del sistema como destilado.

En el proceso de obtención de ácidos grasos, se utiliza la destilación continua en condiciones de vacío para eliminar los restos de glicéridos que salen del reactor con la corriente de ácidos grasos brutos, y además permite mejorar el color y retirar el olor de los ácidos.

La corriente de ácidos grasos proveniente del sistema de destiladores flash, libre de humedad y desgasificada, es alimentada a la unidad de destilación. Como fue mencionado, esta debe operar en condiciones de vacío, por lo que se define una presión de operación de 0,01 bar (3) y una temperatura de 200 °C (4),(8). Las columnas de destilación modernas utilizan vapor de agua a alta presión (48 bares) como fuente de calor en el rehervidor (3), por lo tanto esta es la zona de mayor temperatura del equipo. En este punto, teniendo en cuenta las condiciones de trabajo seleccionadas, debe asegurarse que no se alcance la temperatura de degradación de los componentes a separar, que en este caso es de aproximadamente 280 °C.

El diseño de la columna de destilación se realiza utilizando nuevamente el simulador UniSim Design R390. En una primera instancia se lleva a cabo un análisis preliminar de la columna mediante el empleo del método aproximado que ofrece el programa, con el cual se obtienen valores iniciales para el diseño de la torre. En una segunda instancia, partiendo de dichos valores se logra llevar a cabo un diseño detallado de la columna de destilación utilizando el método riguroso.

### 4.2.3.1 Selección del relleno

Internamente las columnas de destilación pueden estar compuestas por platos o encontrarse rellenas por empaques de distinta geometría. En las torres de platos, el líquido desciende por gravedad a través de ellos, mientras que el vapor asciende por las ranuras de los mismos. Una parte de la energía del vapor se consume como caída de presión para superar la capa de líquido que cubre los platos y poder avanzar al siguiente. Los tipos de platos más comunes pueden ser bandejas perforadas, platos con válvulas o con campanas de borboteo. Este tipo de configuración se utiliza en columnas de gran diámetro y con altura mayor a 20 etapas, son económicas y de fácil limpieza.

Por otro lado, existe diversidad de empaques que pueden emplearse en las columnas rellenas. La selección de los mismos depende de las condiciones de operación y de los componentes a separar, pero su función principal consiste en aumentar la superficie de contacto entre el líquido y el vapor, favorecer la turbulencia y en consecuencia mejorar la eficacia de la transferencia de masa. Los empaques suelen emplearse en columnas con diámetros pequeños, si el medio es corrosivo o forma espumas, en destilaciones al vacío teniendo en cuenta que se debe mantener una baja caída de presión y en el caso de que la velocidad del líquido sea elevada. El relleno puede clasificarse en:

- ➔ **aleatorio:** permite incrementar la capacidad y eficiencia de las columnas dado que entre ellos se crean grandes espacios vacíos debido a la irregularidad de cada unidad de empaques por donde circulan los fluidos. Pueden construirse con materiales baratos e inertes, como arcilla, porcelana, plásticos, o también en acero o aluminio. Son los de uso más común en la práctica comercial y algunos ejemplos conocidos pueden ser el anillo Rasching, la silla Berl, el anillo Pall o la montura Intalox.
- ➔ **estructurado:** gracias a su geometría permite establecer trayectorias definidas de los fluidos dentro de la columna. Presentan bajas caídas de presión y trabajan con relaciones de flujo mayores con respecto a los empaques aleatorios. Son más caros por unidad de volumen y pueden ser de tipo gasa, o de hojas corrugadas de acero inoxidable, aleaciones o termoplásticas. Actualmente los más utilizados son los Mellapak de la empresa Sulzer, dado que presentan una caída de presión significativamente menor en comparación a empaques estructurados convencionales, mayor capacidad y eficiencia y son altamente recomendados para el empleo en condiciones de vacío.

Entonces, para la columna de destilación en diseño se define que la misma sea rellena por ser recomendadas para trabajar en condiciones de vacío, con un empaque de tipo estructurado Mellapak, Figura 4.4, teniendo en cuenta que presentan menor pérdida de carga con respecto a los rellenos al azar.



Figura 4.4 - Empaque de tipo estructurado Mellapak.

### 4.2.3.2 Método Aproximado

El método corto o aproximado de diseño de columnas de destilación, es un tratamiento global de las etapas que permite realizar estimaciones rápidas de los parámetros principales, como la relación de reflujo, y así establecer las condiciones óptimas de diseño.

Al llevar a cabo el diseño de la columna destilación se tuvieron en cuenta las siguientes suposiciones:

- ➔ No existe caída de presión a lo largo de la columna.
- ➔ La columna es adiabática.
- ➔ El condensador es total, por lo tanto, el caudal de vapor desde el tope de la columna es el mismo que la suma de los caudales de líquido que retorna a la columna y de la corriente de destilado.
- ➔ Cada fase está perfectamente mezclada en cada segmento.
- ➔ El equilibrio líquido-vapor sólo ocurre en la interfase.
- ➔ El condensador y el rehervidor se tratan como etapas de equilibrio.
- ➔ Los coeficientes de transferencia de calor son constantes para todos los segmentos.

Se define al Ácido Esteárico como el componente clave liviano y a los Monoglicéridos como el clave pesado imponiendo como condición de salida un 1% de cada componente en el residuo y el destilado respectivamente. Los resultados obtenidos se encuentran en la Tabla 4.9.

Tabla 4.9 - Resultados del método aproximado.

Mínimo número de platos	7
Número de platos	15
Etapas de alimentación óptima	5
Relación de reflujo mínima	0,124

El número de etapas es adecuado dado que permite garantizar la separación pero evitar las altas caídas de presión, y altos tiempos de residencia. Y las condiciones de operación se pueden ver en la Tabla 4.10.

Tabla 4.10 - Condiciones de operación de la columna de destilación por el método aproximado.

Corriente	Caudal (kg/h)	Presión (bar)	Temperatura (°C)	Calor (kJ/h)
Alimentación	4.495,89	1,5	170,1	-
Condensador	3.571,27	0,01	103,1	1.470.000
Rehervidor	975,21	0,01	225,9	1.090.000

Al realizar el diseño de la torre, debe utilizarse la relación de reflujo óptima, o bien, aquella que sea más económica, de forma de garantizar que los costos sean mínimos. Si se trabajara con una relación de reflujo mínima ( $R_{mín}$ ), la columna requeriría un número infinito de platos, resultando en composiciones de

residuo y destilado imposibles de alcanzar, y por lo tanto un costo fijo muy elevado. Sin embargo, cabe destacar que en dicho caso los costos de operación, tales como el agua de enfriamiento para el condensador o el calor para el rehervidor, serían mínimos.

Para una presión de trabajo constante, un aumento del reflujo se traduce en un decrecimiento del número de platos, como también en un incremento del diámetro de la columna y del tamaño de los equipos (condensador y rehervidor). Esto se traduce en una disminución hasta un mínimo de los costos, creciendo luego hasta infinito para un reflujo total. En general, se recomienda utilizar un valor de R óptimo entre 1,2 y 2,5 respecto del  $R_{mín}$ , en este caso se emplea un valor de  $2,5.R_{mín}$  y el resultado puede observarse en la Tabla 4.11.

Tabla 4.11 - Relación de reflujo óptima.

Relación de reflujo óptima	0,31
----------------------------	------

### 4.2.3.3 Método Riguroso

En esta etapa, se simula una torre de destilación completa a partir de los valores obtenidos en el método aproximado que figuran en las Tablas 4.9, 4.10 y 4.11. A continuación se puede observar un esquema de la columna con sus respectivas corrientes de entrada y salida, Figura 4.5, y los resultados alcanzados presentes en la Tabla 4.12.

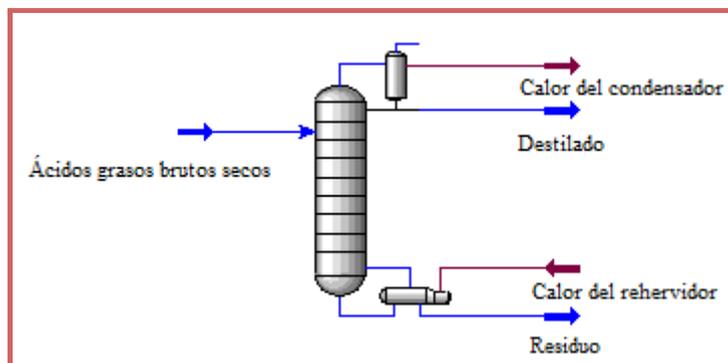


Figura 4.5 - Esquema de la columna de destilación y sus corrientes.

Tabla 4.12 - Condiciones de operación de la columna de destilación por el método riguroso.

Corriente	Caudal (kg/h)	Presión (bar)	Temperatura (°C)	Calor (kJ/h)
Alimentación	4.495,89	1,5	170,1	-
Condensador	3.611,56	0,01	103,3	1.500.000
Rehervidor	934,92	0,01	227,1	1.110.000

Tabla 4.13 - Caudales máxicos de las corrientes de entrada y salida de la columna de destilación.

Componente	Caudal máxico (kg/h)		
	Alimentación	Destilado	Residuo
Ácido Palmítico	1.077,10	1.077,10	0
Ácido Esteárico	755,02	755,00	0,02
Ácido Oleico	1.646,80	1.646,80	0
Triglicéridos	247,42	8,06	239,36
Diglicéridos	353,42	3,61	349,81
Monoglicéridos	416,14	70,41	345,73
Agua	50,58	50,58	0

Se presenta a continuación el perfil de temperatura, Figura 4.6 obtenido a partir de la simulación para la columna, donde la etapa 5 corresponde a la de alimentación.

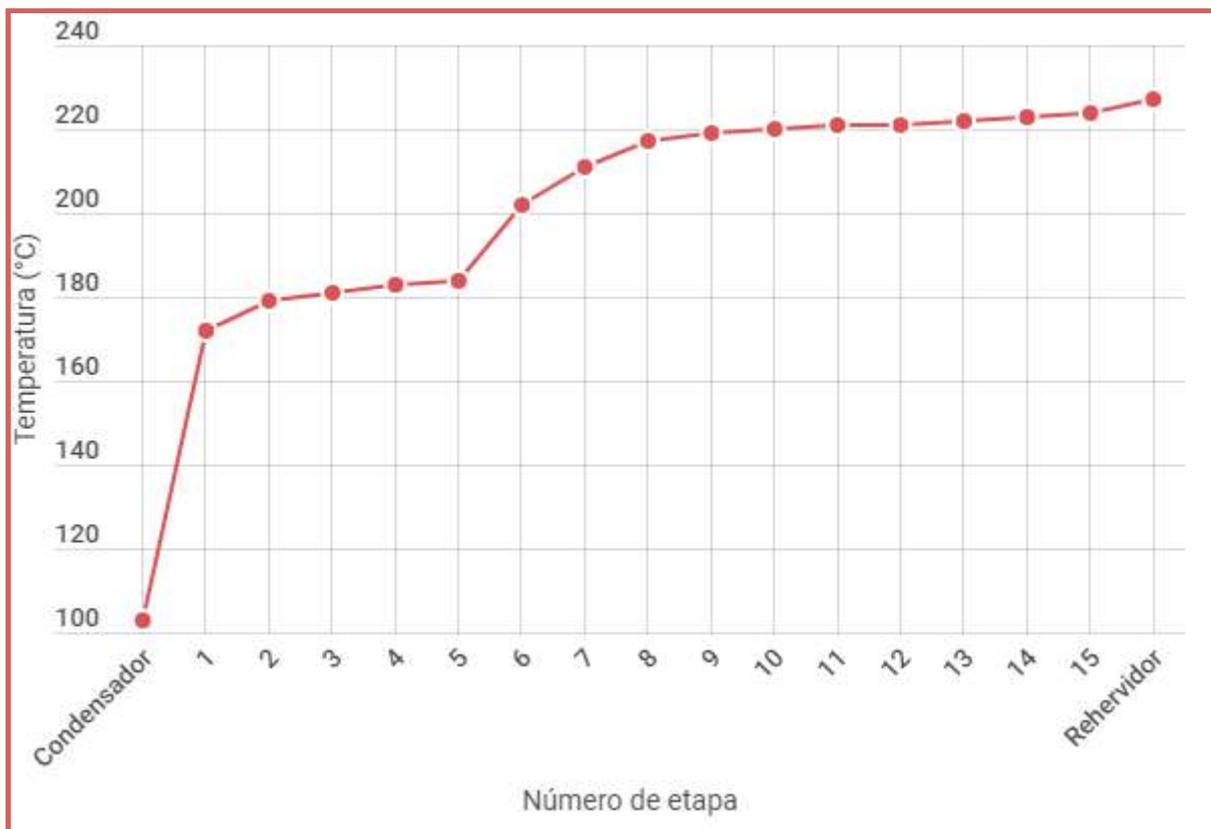


Figura 4.6 - Perfil de temperaturas dentro de la columna de destilación.

Si se analiza de derecha a izquierda puede verse un descenso de la temperatura, desde el rehervidor el cual se encuentra a 227,1 °C, hacia el plato 5 por el cual se realiza la alimentación de la corriente de la

mezcla a destilar, a partir del cual el descenso de la temperatura es más pronunciado culminando en el condensador a 103,3 °C.

Al igual que los destiladores flash la columna de destilación puede ser construida de acero inoxidable de grado AISI 316L, dado que presenta buena resistencia. Las dimensiones y relleno de la torre fueron obtenidas mediante la herramienta Try Sizing del simulador, los resultados obtenidos pueden observarse en la Tabla 4.14.

**Tabla 4.14 - Características de la columna de destilación.**

Característica	Valor
Diámetro (m)	1,37
Altura (m)	10,50
HEPT (m)	0,69
Volumen (m <sup>3</sup> )	15,52
Relleno	Flexipac (Estructura Metálica) Mellapak 250

Una vez, libres de humedad e impurezas, los ácidos grasos pueden ser llevados al proceso de cristalización. Sin embargo al haberse planteado una reacción de tipo autocatalítica, una parte de la corriente (específicamente un 7% de acuerdo a lo establecido en el balance de masa) de ácidos grasos destilados se recircula hacia el reactor. Los caudales máxicos del reciclo y de la corriente que sigue a la próxima etapa pueden verse en la Tabla 4.15.

**Tabla 4.15 - Caudales máxicos de ácidos grasos de reciclo y cristalización.**

Componente	Caudal máxico (kg/h)		
	Alimentación	Cristalización	Recirculación
Ácido Palmítico	1.077,10	1.001,7	75,4
Ácido Esteárico	755,0	702,15	52,85
Ácido Oleico	1.646,80	1.531,52	115,28

Por último, la corriente de residuo de la columna de destilación posee cantidades considerables de glicéridos por lo cual desecharla implicaría una pérdida económica y constituiría una fuente de contaminación del medioambiente. Por estos motivos, se decide que es conveniente recircularla hacia el reactor de glicerólisis, pasando previamente por los equipos de acondicionamiento que sean necesarios para garantizar que se encuentren en condiciones equivalentes de temperatura y presión con respecto a la materia prima que allí se encuentra.

### 4.2.4 Sistema de vacío

La destilación debe ser llevada a cabo bajo condiciones de vacío para garantizar la calidad de los productos. A escala industrial, existen diversos dispositivos que permiten generar vacío tales como bombas o eyectores de vapor, aire u otros gases. De todos ellos, el eyector a chorro de vapor es el aparato recomendado para generar y mantener el vacío necesario para el funcionamiento de equipos como los de plantas de destilación, extrayendo el aire, gases o vapores de los mismos.

Estos equipos son de diseño simple, presentan funcionamiento estable y en un amplio rango de caudales de aspiración (10 a 2.000.000 m<sup>3</sup>/h), y su ventaja principal es que permiten generar un vacío de hasta 0,01 mbar. (9)

Los eyectores de vapor son bombas sin partes móviles, por lo que requieren un mantenimiento mínimo. Están formados por un cabezal, una tobera motriz y difusor, el que a su vez está compuesto por el cono de entrada, tobera de mezclado y el cono de salida como se observa en la Figura 4.7. El funcionamiento consiste en el mezclado de dos fluidos, el fluido motriz exclusivo del eyector, en este caso, vapor de agua, y el fluido de aspiración propio del proceso. El fluido motriz entra a la tobera a altas velocidades y produce un efecto de arrastre sobre el fluido de aspiración que se encuentra a presiones relativamente bajas. Esta energía cinética se transforma, aumentando la presión de la mezcla de fluidos, en la garganta y en el difusor del eyector. De esta forma, estos dispositivos utilizan la energía generada por la expansión de un fluido motriz para crear vacío.

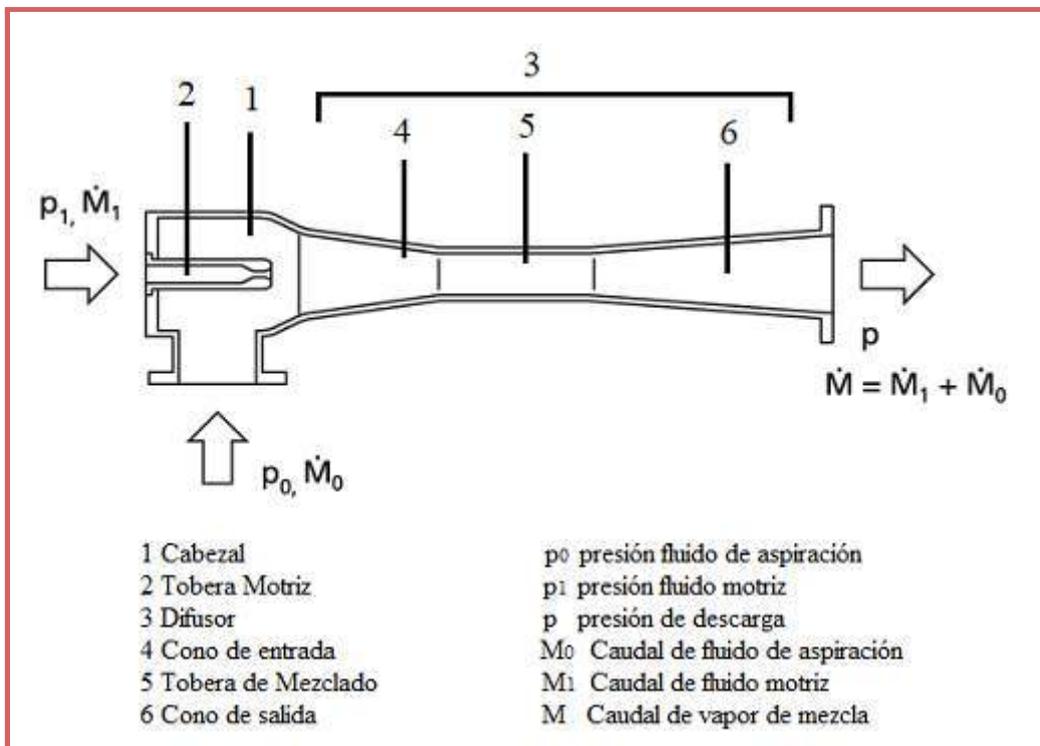


Figura 4.7 - Diagrama de un eyector.

Un eyector de una etapa tiene un rango de compresión limitado, pudiendo trabajar hasta una presión de succión de aproximadamente 0,1 bar (9). Para presiones de succión menores, se deben emplear varios

eyectores conectados en serie, y se los denomina eyectores de multi-etapa. Estos pueden contar, o no, con equipos condensadores que se ubican entre dos eyectores de las etapas y su función principal es condensar la mayor cantidad de vapor posible. De esta forma, no sólo se reduce el volumen del vapor de mezcla de salida sino también los requerimientos de energía de la siguiente etapa. Un diagrama de un sistema de este tipo se presenta en la Figura 4.8.

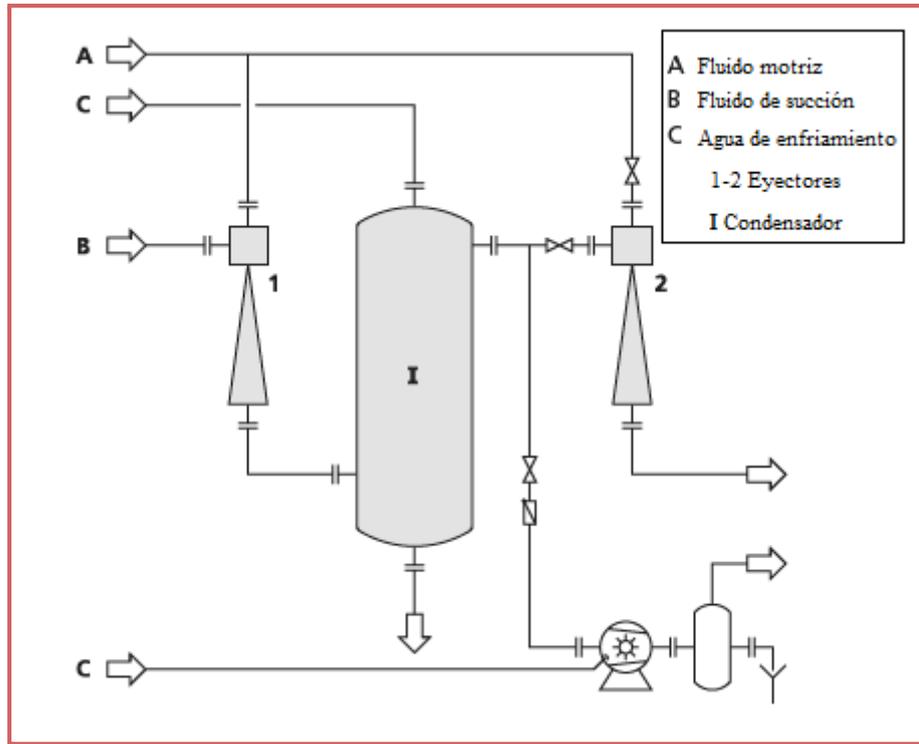


Figura 4.8 - Diagrama de un sistema de vacío de dos etapas con condensador intermedio. (9)

Los rangos de vacío que pueden generar sistemas de eyectores de distintas etapas se pueden observar en la Tabla 4.16.

Tabla 4.16 - Presiones de vacío de eyectores multi-etapa. (10)

Sistema de eyectores	Presión (bar)
Una etapa	0,1
Dos etapas	0,03
Tres etapas	0,008
Cuatro etapas	0,001
Cinco etapas	0,0002

A partir de los valores de la Tabla 4.9, y teniendo en cuenta que la columna de destilación debe trabajar a una presión de 0,01 bar, se debe emplear un sistema de eyectores de tres etapas.

El vapor utilizado en este tipo de eyectores es generalmente vapor de agua ya que se encuentra fácilmente disponible en la industria y presenta buen desempeño como fluido motriz para estos dispositivos. Los eyectores funcionan correctamente para presiones de vapor del fluido motriz entre 1 y 40 bares (9).

Por otro lado, los condensadores pueden trabajar mezclando los vapores con agua fría o ser de superficie. Los primeros se utilizan cuando el medio extraído puede entrar en contacto con el agua de enfriamiento y no es necesario recuperar el condensado. Los de superficie se aplican cuando el fluido no puede mezclarse con agua o el bien, el condensado debe ser reutilizado en una etapa posterior.

Si bien cada equipo del sistema de vacío se puede construir de diversos materiales, se recomienda la elección de aquellos que sean resistentes a la corrosión. Estos pueden ser:

- ➔ eyectores: hierro fundido, acero, acero inoxidable
- ➔ condensadores: acero, acero esmaltado, acero inoxidable, bronce u otras aleaciones especiales.

## 4.2.5 Fraccionamiento

Luego de la destilación, el proceso continúa con el fraccionamiento de los ácidos grasos. Como se indicó anteriormente en la Tabla 4.8, el ácido esteárico y el ácido palmítico presentan puntos de ebullición cercanos por lo cual podría emplearse una destilación fraccionada. Sin embargo, este método no permite separar de manera eficiente compuestos saturados de cadenas de entre 16 y 18 carbonos, de compuestos insaturados como el ácido oleico. Por lo tanto, una destilación fraccionada no es un método adecuado y deben utilizarse otras técnicas de separación.

Dado que los ácidos grasos saturados tienen un punto de fusión más alto que los insaturados, esta diferencia es aprovechada por distintos procedimientos industriales para llevar a cabo la separación. En ellos la mezcla líquida a fraccionar, se enfría a una temperatura a la que la mayor parte de los ácidos saturados cristaliza, mientras que una gran proporción de los ácidos insaturados permanecen en forma líquida. A continuación, se describen varios de estos métodos industriales de separación:

- ➔ **Prensado mecánico:** este método es el más antiguo y simple. Consiste en enfriar lentamente y cristalizar la mezcla en moldes poco profundos para formar tortas que luego se presionan en prensas de diferente diseño. Al aplicar alta presión, la oleína líquida se exprime de la torta, dejando atrás la fracción de estearina.
- ➔ **Hidrofilización:** es un nuevo proceso para separar las fases, y se basa en mezclar una solución acuosa, que contiene un agente humectante, con la mezcla de ácidos grasos cristalizados. Los cristales de estearina se humedecen y se transfieren a la fase acuosa, que luego se puede separar de la fase de oleína en una centrífuga.
- ➔ **Cristalización con solventes:** consiste en mejorar la separación de fases utilizando solventes orgánicos, entre los cuales se encuentran metanol, acetona, formiato de metilo y propano. La mezcla debe enfriarse a una temperatura más baja que en los otros métodos, debido al efecto de solubilidad de los solventes. Los disolventes se eliminan por destilación de la fracción. Se proporcionan resultados de operación típicos con diferentes tipos de materias primas.
- ➔ **Cristalización en seco:** se basa en el fraccionamiento en seco, sin la utilización de aditivos.

A partir de la Tabla 4.17, se observa de forma comparativa las características de cada uno de los métodos antes nombrados.

Tabla 4.17 - Características de los distintos métodos.

Métodos	Prensado mecánico	Proceso de hidrofiliación	Cristalización fraccionada con solventes	Cristalización fraccionada en seco
Ventajas	Sencillo y con baja inversión	Funciona con el mayor tipo de grasas	Funciona en la mayoría de los tipos de ácidos grasos	Funciona con el mayor tipo de grasas
		Buena calidad de estearina		Baja en costos
	Buena calidad de oleína			Buena calidad de estearina
		Buena calidad de oleína	Buena calidad de estearina	
Desventajas	Altos costos de operación	Altos costos de inversión	Altos costos de inversión	Altos costos de operación
	Limitado a grasas animales		Altos costos de operación	
	Sucio	Pequeñas capacidades	Requiere tratamiento posterior	

El fraccionamiento en seco presenta una gran diferencia en comparación con el que incluye solventes, la cual radica en que no posee la complicación que implica la posterior separación del solvente, además del costo adicional de la utilización del mismo. Y ya que se obtienen buenos resultados de igual manera, se opta por la utilización del cristalización en seco, el cual generalmente es un proceso continuo.

### 4.2.5.1 Cristalización

#### 4.2.5.1.1 Aspectos importantes de la cristalización

La cristalización es un proceso en el que se forma un sólido con átomos o moléculas en estructuras organizadas, que se denominan redes cristalinas. Los cristales y las redes cristalinas pueden formarse a través de la precipitación de una solución, por fusión y, en algunos casos, por deposición directa de un gas. La estructura y naturaleza de esta red cristalina dependerá de las condiciones bajo las cuales ocurre el proceso, incluyendo el tiempo que transcurra para alcanzar este nuevo estado. La cristalización como proceso de separación es extremadamente útil, ya que asegura que sólo se obtengan las estructuras compuestas deseadas. Además, este proceso asegura que no se permitirá el paso de otras especies dada la

naturaleza ordenada del cristal. Este método enfría la solución para disminuir la solubilidad de un determinado compuesto, haciendo que comience a precipitarse a la velocidad deseada.

En la cristalización por fusión, que es la que se llevará a cabo en este caso, una mezcla líquida o fundida que contiene al menos dos compuestos diferentes con distintos puntos de fusión, se enfría con el objetivo de enriquecer una fase sólida con el compuesto de punto de fusión más alto. Debido a que las propiedades físicas, como la pureza y la morfología, del sólido obtenido de esta manera dependen en gran medida de las condiciones operativas del proceso de cristalización, es necesario realizar un análisis detallado para determinarlas.

Durante la cristalización por fusión de una mezcla binaria, el componente con el punto de fusión más bajo queda parcialmente atrapado en la capa sólida como una impureza, según la masa y las transferencias de calor en la interfaz sólido-líquido (S-L) entre la fase de fusión y la capa sólida. Dado a que la pureza del sólido que se obtiene está determinada por la cinética de distribución del soluto en la interfaz S-L, el proceso industrial de cristalización en estado fundido requiere condiciones operativas optimizadas para obtener sólidos o cristales con alta pureza.

Mediante el uso de un modelo cinético que implica tanto la transferencia de masa como de calor en la interfaz S-L, se pueden obtener expresiones que permitan predecir tanto la tasa de crecimiento de la capa sólida como el factor de distribución de solutos durante la cristalización en estado fundido de ácidos grasos.

También es importante destacar que se debe diseñar el cristalizador de manera de tener control sobre la agitación, la temperatura de operación y la transferencia de calor, teniendo en cuenta la importancia de la selectividad en el proceso. Es por esto que, para poder interpretar la repercusión de dichas variables en los productos obtenidos, se debe conocer las distintas partes que forman el proceso de cristalización.

Por un lado, se encuentra la formación de núcleos en donde se debe calentar o bien, mantener la mezcla en un homogeneizador a una temperatura mayor al punto de fusión (hay de distintos tipos: homogénea, heterogénea, primaria o secundaria). Por otro lado, se debe tener en cuenta, el crecimiento del cristal, donde la velocidad de crecimiento está determinada por la temperatura y la viscosidad. Dichas etapas son fundamentales para lograr la separación deseada, y en consecuencia los productos a vender, lo cual se logra si la fase cristalina obtenida es uniforme y si se eleva la resistencia al estrés mecánico.

Además cabe destacar que si se logra una alta selectividad, facilita la etapa posterior, lo cual es posible si la formación de núcleos se realiza de forma controlada, bajo las condiciones establecidas según la curva de enfriamientos del producto y, teniéndola en cuenta al momento de definir las características técnicas del equipo, es decir, la forma en que se transfiere el calor y la homogeneidad necesaria del sistema durante la cristalización.

#### 4.2.5.1.2 Características operativas de la cristalización y balances involucrados

En la Tabla 4.18, se puede observar los flujos y las composiciones másicas de cada ácido graso presente en las corrientes de salida del proceso de destilación, en consecuencia, en la corriente de entrada del sistema de cristalización.

Tabla 4.18 - Caudales y fracciones másicas, corriente de entrada al cristalizador.

Compuestos	Caudal másico (kg/h)	Fracción másica
Ácido Palmítico	1.001,7	0,298
Ácido Esteárico	702,15	0,209
Ácido Oleico	1.531,52	0,456
Diglicéridos	3,36	0,001
Monoglicéridos	65,48	0,020
Triglicéridos	7,50	0,002
Agua	47,04	0,014

Teniendo en cuenta que los caudales másicos de monoglicéridos (MG), diglicéridos (DG) y triglicéridos (TG) son muy pequeños, comparados a los de los ácidos grasos a tratar, se consideran despreciables y no se tienen en cuenta para el análisis. Por otro lado, con el fin de simplificar los cálculos, se deja de lado por un momento al ácido palmítico y así, poder definir con la ayuda de un diagrama de fases la temperatura final del enfriamiento. Por lo que se recalculan las composiciones del sistema dejando únicamente al ácido esteárico y oleico, y se muestran en la Tabla 4.19.

Tabla 4.19 - Fracciones másicas recalculadas.

Compuesto	Fracción másica
Esteárico	0,314
Oleico	0,686

Luego se determinan las características propias del enfriamiento que consta de dos partes. En una primera instancia, se ingresa al diagrama de fases, teniendo en cuenta las composiciones iniciales que se detallaron en la Tabla 4.18. En este diagrama se pueden observar las curvas de equilibrio entre el ácido esteárico y el ácido oleico, la relación másica entre las fases saturada e insaturada y su dependencia con la temperatura.

En segunda instancia, la temperatura de la corriente que ingresa al cristalizador es de 56°C, que se determina teniendo en cuenta que la mezcla se debe conservar en un homogeneizador en estado líquido, como se indicó anteriormente, entre la salida del sistema de destilación, y el ingreso al sistema de cristalización.

Con dichos datos, se ubica el punto denominado “A” en el diagrama de fases, Figura 4.9, siendo este el punto de partida de la cristalización. Se continua con el descenso controlado de la temperatura, donde se fija una tasa de enfriamiento del cristalizador, que por lo general ronda entre 0.2 y 1 (K/min), lo cual se logra haciendo circular agua fría. De esta manera se alcanza una determinada temperatura, que permite lograr las

composiciones buscadas, y se establecen las composiciones másicas en fase líquida y sólida, a partir de los puntos denominados como “B” y “C” en el diagrama de fases.

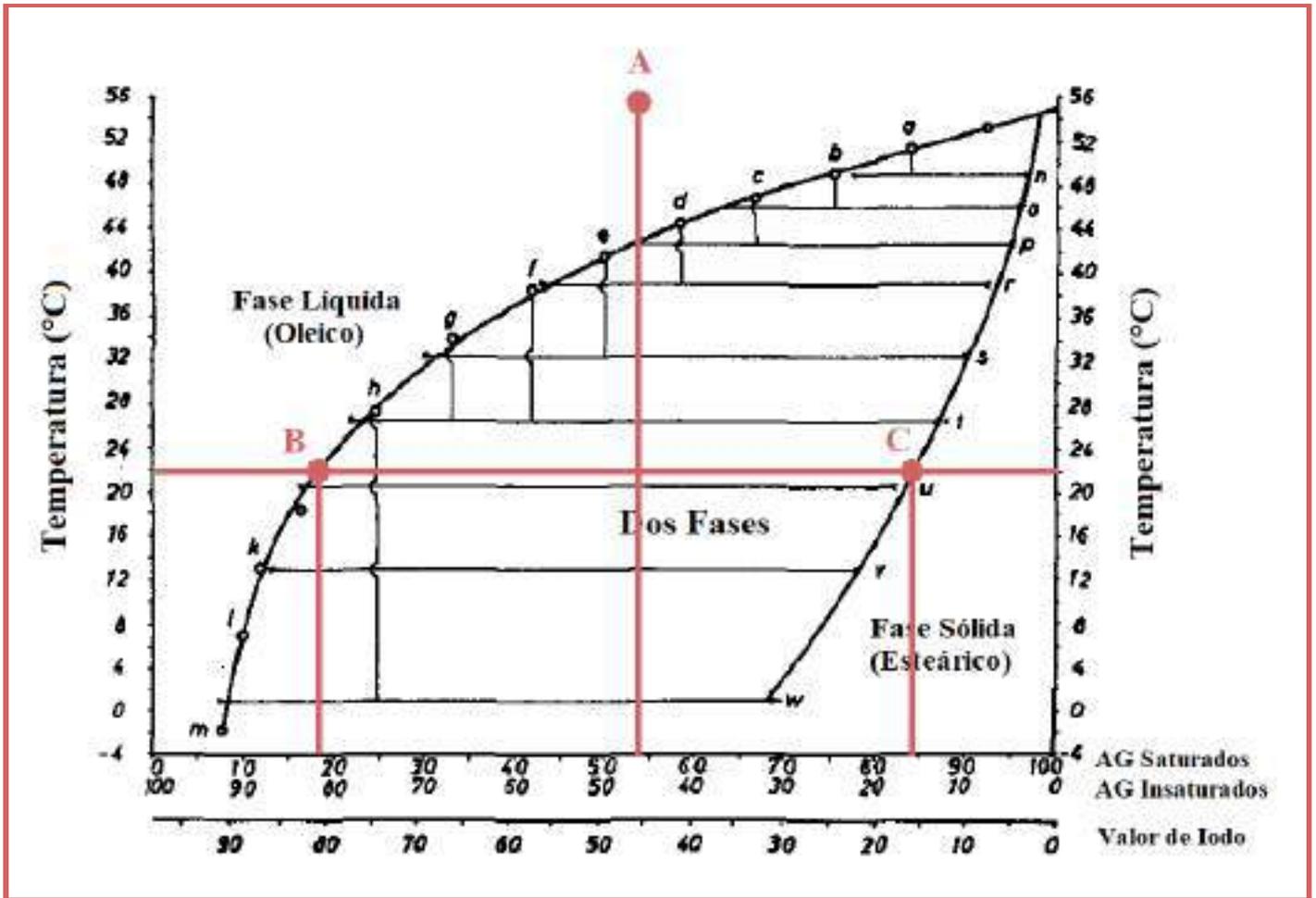


Figura 4.9 - Diagrama de fases. (11)

Se debe tener en cuenta que si no se llega a los requisitos de oleico y esteárico de los productos, se debe considerar otra etapa, donde se cristaliza alguna de las fases, ya sea la líquida como la sólida, o ambas, hasta alcanzar otra temperatura. Dicho procedimiento se repite hasta obtener los productos deseados. Esto es así, ya que es más económico calentar una corriente por sobre la temperatura ambiente, que enfriar, siendo la economía del cristizador dependiente en gran medida de las temperaturas elegidas.

En este caso, se finaliza el enfriamiento a los 22°C, y se extraen del diagrama las fracciones másicas involucradas en cada fase que se detallan en la Tabla 4.20 (los indicados anteriormente como punto “B” y “C”).

Tabla 4.20 - Fracciones másicas en las distintas fases.

Compuesto	Fase saturada	Fase insaturada
Esteárico	0,85	0,18
Oleico	0,15	0,82

A partir de los valores de la Tabla 4.20 se determinan los caudales másicos de la fase saturada e insaturada. Teniendo en cuenta que el caudal de alimentación es de 3.358,75 kg/h, y utilizando los siguientes balances de masa y por componentes, señalados como Ecuación 4.1 y 4.2 respectivamente.

$$F = S + I \quad \text{Ecuación 4.1}$$

$$F \cdot x_{oleína,F} = S \cdot x_{oleína,S} + I \cdot x_{oleína,I} \quad \text{Ecuación 4.2}$$

Siendo:

- ➔ F: caudal másico de alimentación al cristalizador (kg/h)
- ➔ S: caudal másico de la fase sólida (saturada) a la salida del cristalizador (kg/h).
- ➔ I: caudal másico de la fase líquida (insaturada) a la salida del cristalizador (kg/h).
- ➔  $x_{oleína,F}$ : fracción másica de oleína en la corriente de entrada del cristalizador.
- ➔  $x_{oleína,S}$ : fracción másica de oleína en la fase sólida (saturada).
- ➔  $x_{oleína,I}$ : fracción másica de oleína en la fase líquida (insaturada).

Se obtiene como resultado los valores que se observan en la Tabla 4.21

Tabla 4.21 - Caudales de fase saturada e insaturada.

Caudal fase saturada	Caudal fase insaturada
1.824,75	1.534

Además se determina la proporción de los compuestos en las corrientes de salida del cristalizador. En este caso, se considera al ácido palmítico que no se tuvo en cuenta anteriormente al utilizar el diagrama de fases. Al ser su punto de fusión mayor a la temperatura de cristalización, se asume que se encuentra en la fase que se denomina fase sólida (saturada). Partiendo de la distribución original, que se observa en la Tabla 4.18 y despreciando el ácido oleico, se determinan las fracciones másicas correspondientes que se observan en la Tabla 4.22.

Tabla 4.22 - Fracciones másicas despreciando el ácido oleico.

Compuesto	Fracción másica
Estearico	0,412
Palmítico	0,588

A partir de los valores de la Tabla 4.20, de donde se extraen las fracciones másicas en las distintas fases, la Tabla 4.21, los caudales de dichas fases y por último, de la Tabla 4.22, donde se hallan las proporciones del ácido esteárico y palmítico, despreciando el ácido oleico, se puede determinar los caudales másicos y sus correspondientes fracciones másicas, para las corrientes de salida del cristalizador, lo cual se muestra a continuación en la Tabla 4.23, cumpliendo así los valores estipulados para los productos a comercializar.

**Tabla 4.23** - Caudales y fracciones másicas, corrientes de salida del cristalizador.

Compuestos	Fase saturada		Fase insaturada	
	Caudal másico (kg/h)	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Fracción másica
Esteárico	639,03	0,35	113,76	0,074
Palmítico	912,01	0,50	162,36	0,106
Oleico	273,71	0,15	1.257,88	0,82

#### 4.2.5.1.3 Tipo de cristalizador y potencia de agitación

Ahora bien, el equipo, además del enfriamiento paulatino que se realiza, y las condiciones de operación antes nombradas, debe contar con un sistema de agitación que permita homogeneidad del sistema durante el proceso, lo cual es importante junto con la forma en que se transfiere el calor. Por lo general, se utilizan cristalizadores en forma de tanques con mezcladores, que hacen circular agua en los compartimentos que rodean la mezcla, de modo que ambas sustancias no entran en contacto mientras se produce la transferencia de calor del agua a la solución. Este tipo de equipos se definen como cristalizadores de tanque agitado y se puede ver un esquema en la Figura 4.10.

Los agitadores de estos tanques cuentan con una determinada velocidad de rotación,  $N$ , que se mantienen constantes en un rango de 100 a 300 rpm. Según datos experimentales de Yamamoto (12), se evidenció que a una mayor velocidad de rotación (es decir,  $N > 300$  rpm), la capa sólida delgada se desprendió principalmente de la superficie del cilindro debido a la fuerza centrífuga. Esto resultó en el fracaso de la formación constante de la capa sólida. Por el contrario, con una velocidad de rotación más pequeña (es decir,  $N < 300$  rpm), la capa creció de manera constante sobre toda la superficie del cristalizador.

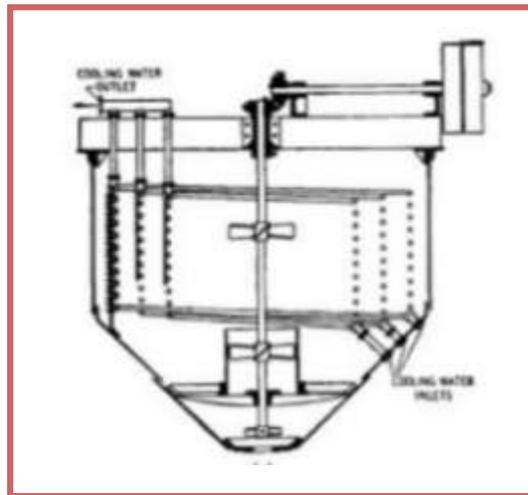


Figura 4.10 - Esquema del cristalizador de tanque agitado.

Por lo que, a partir de las expresiones utilizadas en la Sección 3.3.2.3 se puede definir la potencia consumida por el mismo, la cual depende de diferentes parámetros, y cuyo cálculo se realiza con los valores que se extraen de los datos experimentales de Yamamoto (12), los cuales se encuentran en la Tabla 4.24, junto con el resultado obtenido.

Tabla 4.24 - Cálculo de potencia de la agitación.

Parámetros	Valores	Potencia
Velocidad de rotación	100 rpm	44,41 kW
Reynolds	179	
Densidad de la mezcla	825,77 kg/m <sup>3</sup>	

### 4.2.5.2 Filtración

Las operaciones comúnmente empleadas para lograr la separación de las fracciones oleína y estearina son:

- ➔ Filtros prensa (de cámara o membrana).
- ➔ Filtros de tambor rotativo de vacío.

A continuación, en la Tabla 4.25 se resumen las principales características de cada uno de ellos, para establecer cuál resultará más conveniente para la operación que pretende llevarse a cabo.

Tabla 4.25 - Comparativa entre los diferentes tipos de filtros. (13)

Filtros prensa	Filtro de tambor rotativo de vacío
Mayor rendimiento de oleína	Menor inversión inicial
Mejor calidad de productos	Construcción robusta y duradera
Menor consumo energético	Manejo sencillo
Filtración y secado sencillos	Fácil descarga de torta
Mayor velocidad de filtración	Proceso continuo
Proceso discontinuo	

Puesto que los filtros tipo prensa requerirán una mayor inversión inicial frente a los de tambor rotativo, pero los costos operativos de los primeros se verán reducidos en términos de la energía consumida, además de alcanzar una buena velocidad de filtrado sumado a la mayor calidad del producto obtenido, se optará por ellos para realizar la separación.

El proceso de separación por medio de filtros prensa se lleva a cabo de forma discontinua, siguiendo los pasos detallados a continuación:

1. Un pistón hidráulico mueve una placa de acero que se encuentra contigua al conjunto de placas filtro, y de este modo se cierra la prensa. Una vez que la prensa ha alcanzado la presión especificada, la presurización se detiene y la prensa mantiene la presión, aplicando la fuerza suficiente para contrarrestar las altas presiones internas de compactación.
2. Comienza el proceso de alimentación durante el cual la suspensión se bombea a cada cámara a través de orificios que conectan las placas. La suspensión comienza a formar una torta en cada cámara, entre las telas filtrantes. Esto se esquematiza en la Figura 4.11.

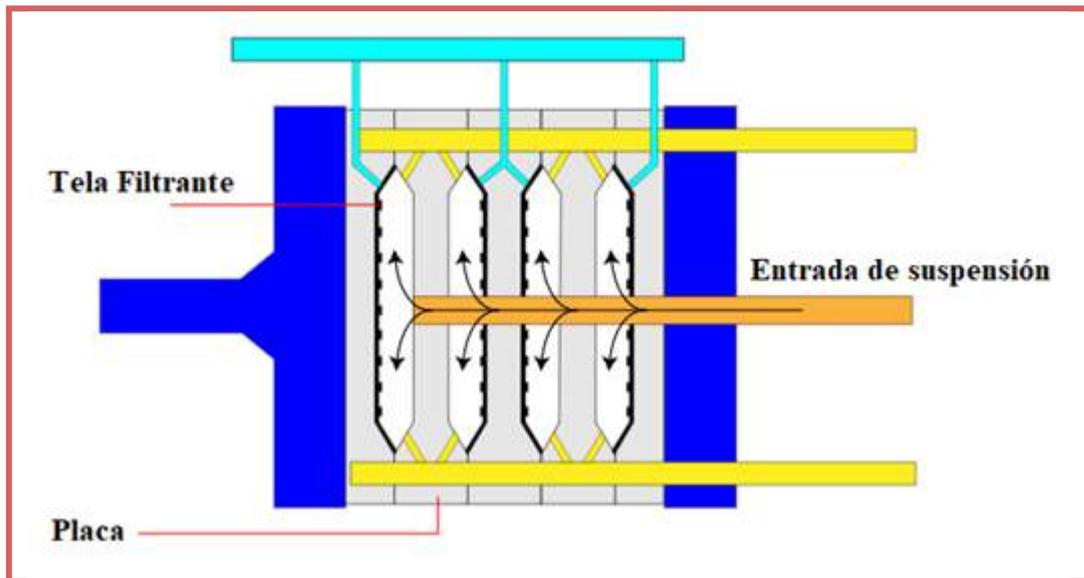


Figura 4.11 - Entrada de la suspensión al filtro prensa.

- El proceso de alimentación continúa, la bomba que alimenta la suspensión dentro de las cámaras y comienzan a acumularse los sólidos, aumentando la presión y enviando el líquido fuera de la cámara mientras la tela filtrante retiene los cristales dentro de la misma. Esto puede observarse en la Figura 4.12. Cuando se ha alcanzado la presión máxima estipulada, se detiene el bombeo.

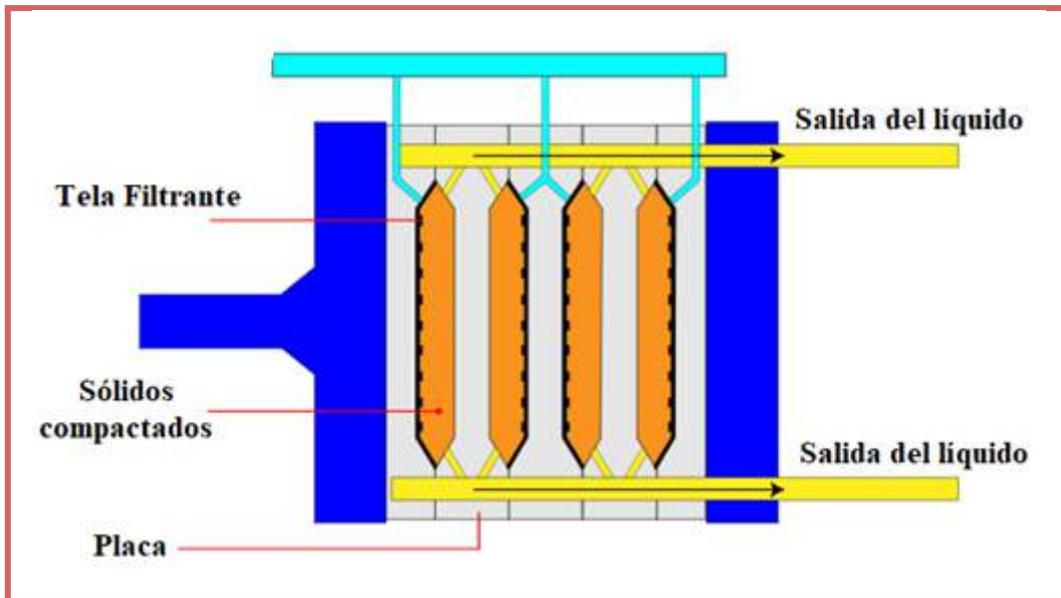


Figura 4.12 - Los sólidos se compactan y el líquido sale fuera de las cámaras.

- Se comienza a inflar la membrana – esta etapa se omite en los filtros prensa de cámara – inyectando aire o agua a alta presión. Las membranas aprietan la torta y reducen su contenido de líquido. Esta etapa del proceso puede observarse en la Figura 4.13.

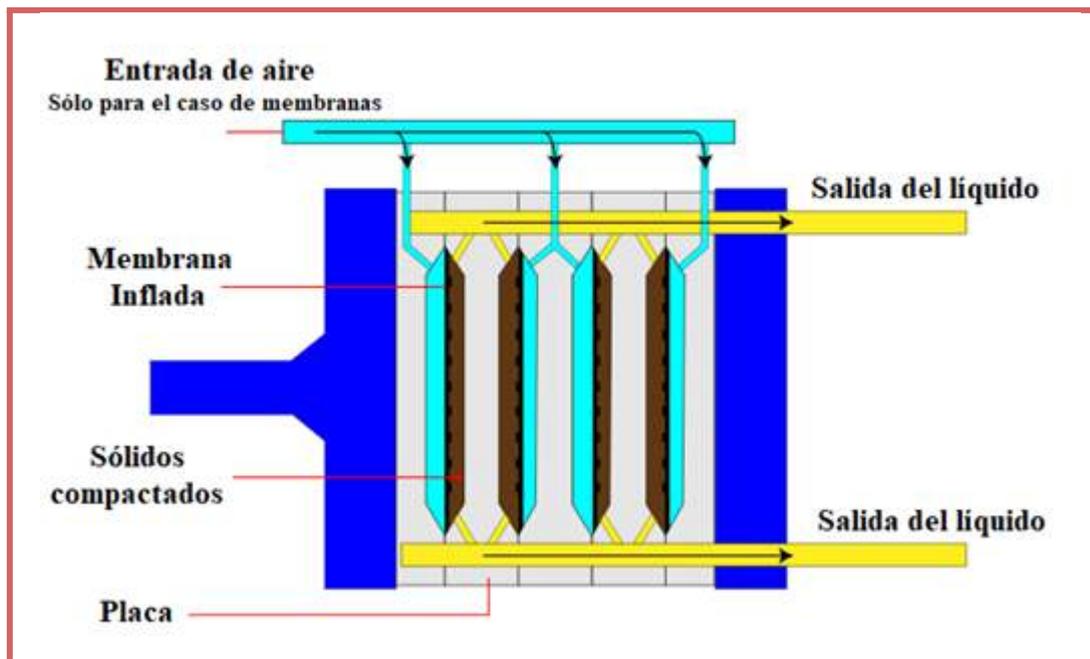


Figura 4.13 - Acción de las membranas.

5. Finalmente, las membranas se desinflan, se abre la prensa y se descarga la torta retenida en el filtro, como puede observarse en la Figura 4.14.

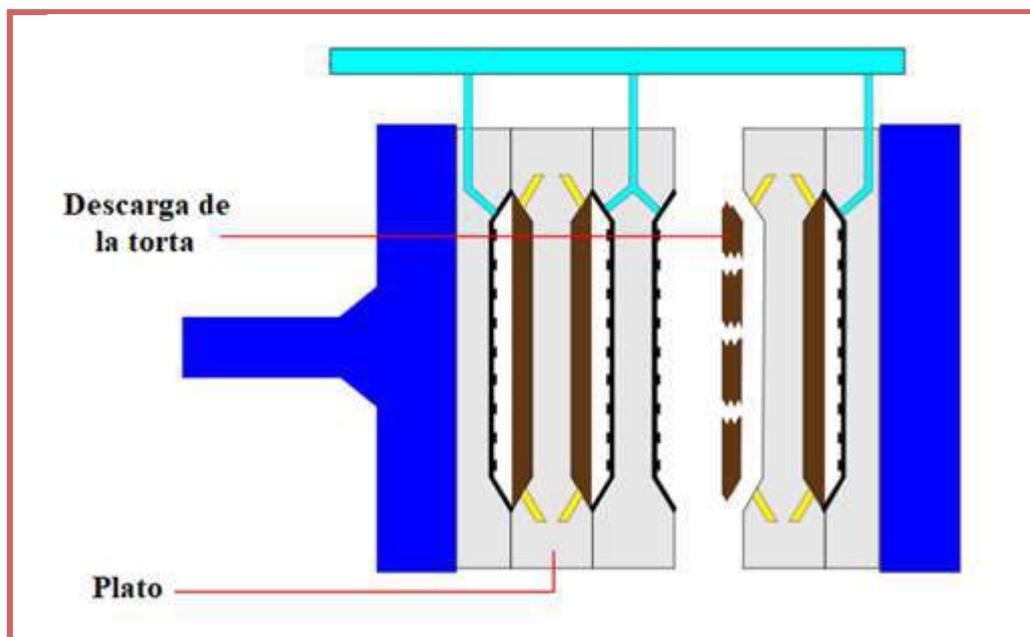


Figura 4.14 - Apertura de la prensa y descarga de la torta.

Esencialmente, existen dos tipos de arreglos que pueden utilizarse para dar lugar a la separación. La utilización de uno u otro dependerá, en principio, de ciertos factores: el tiempo de filtrado, la complejidad del proceso y la humedad final de la torta de filtración. Así es que las posibilidades son:

### ➔ Filtro prensa de cámara

Es el más utilizado por su sencillez. Se caracterizan porque su cámara de filtrado tiene un espesor interno fijo. La presión de filtración es suministrada por la bomba de alimentación de los lodos a las cámaras puesto que, a medida que se llenan de sólidos, el bombeo de la mezcla a filtrar es cada vez más trabajoso debido a la mayor resistencia impuesta por la torta de filtración que ha crecido en tamaño. El bombeo se detiene cuando se alcanza cierta presión máxima establecida.

En las Figuras 4.15 y 4.16 se muestra una sección de la cámara y el equipo completo con el sentido de sus corrientes, respectivamente.

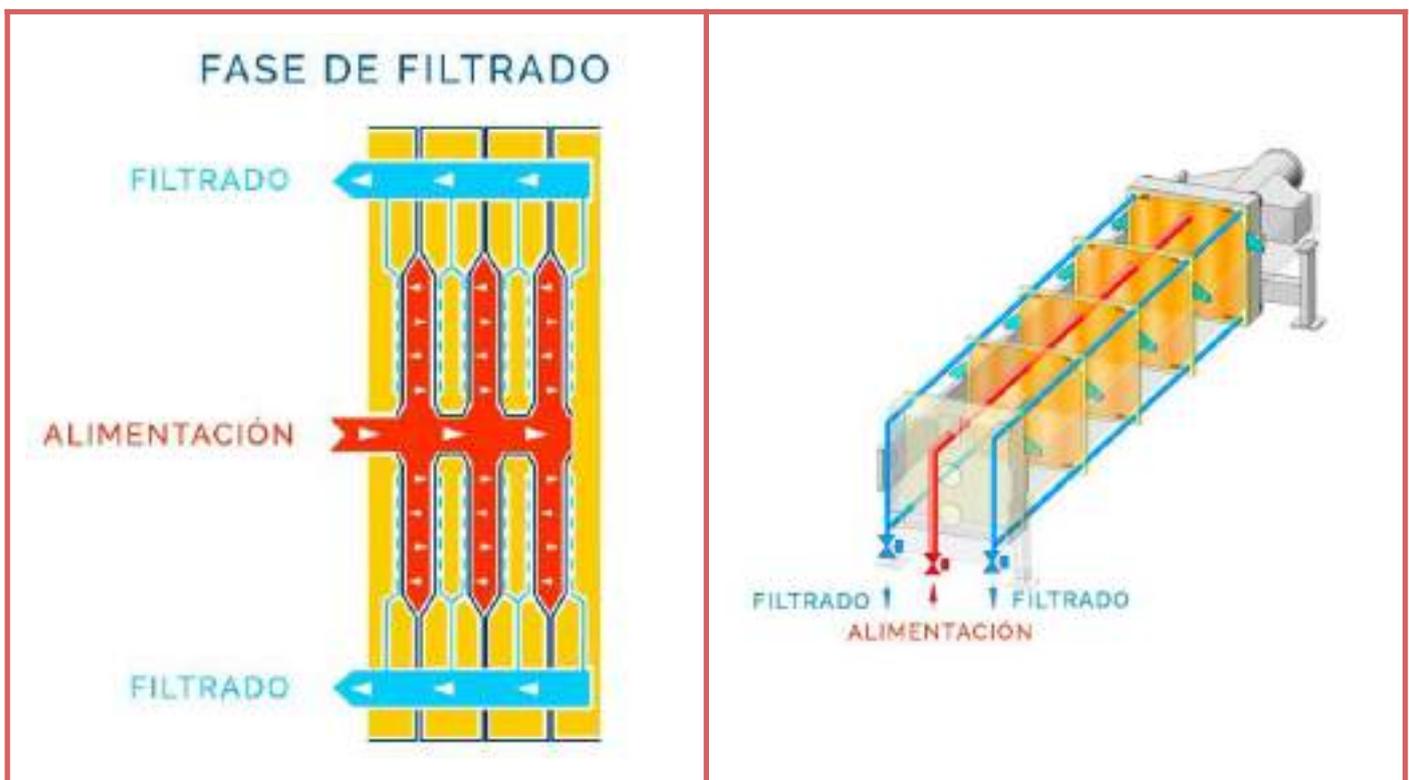


Figura 4.15 - Sección del equipo de filtración.

Figura 4.16 - Esquema completo del equipo, con sus corrientes correspondientes.

### ➔ Filtro prensa de membrana

En este caso se alcanza una torta más homogénea y con un mayor contenido de materia seca y se reduce el tiempo de cada ciclo. Este tipo de filtros operan de manera idéntica a los filtros prensa de cámara, pero la bomba de alimentación ya no es la única fuerza motriz para la filtración. Las cámaras de filtración son rellenadas con una bomba de alimentación hasta alcanzar una presión máxima y, en una fase posterior, una membrana se infla (por medio de aire) con lo cual se reduce el volumen de cada cámara y puede eliminarse una mayor cantidad de líquido de la torta.

A continuación, en las Figuras 4.17 y 4.18 se presenta un esquema de la sección de la membrana sin inflar e inflada, respectivamente. En la Figura 4.19 se incluye un diagrama completo del equipo de filtración.

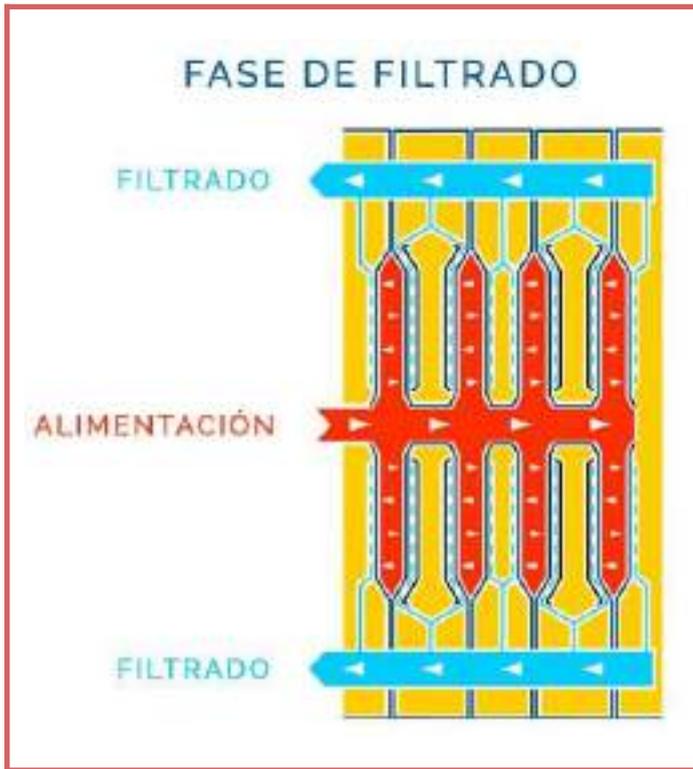


Figura 4.17 - Sección de la cámara de filtración con membranas sin inflar.

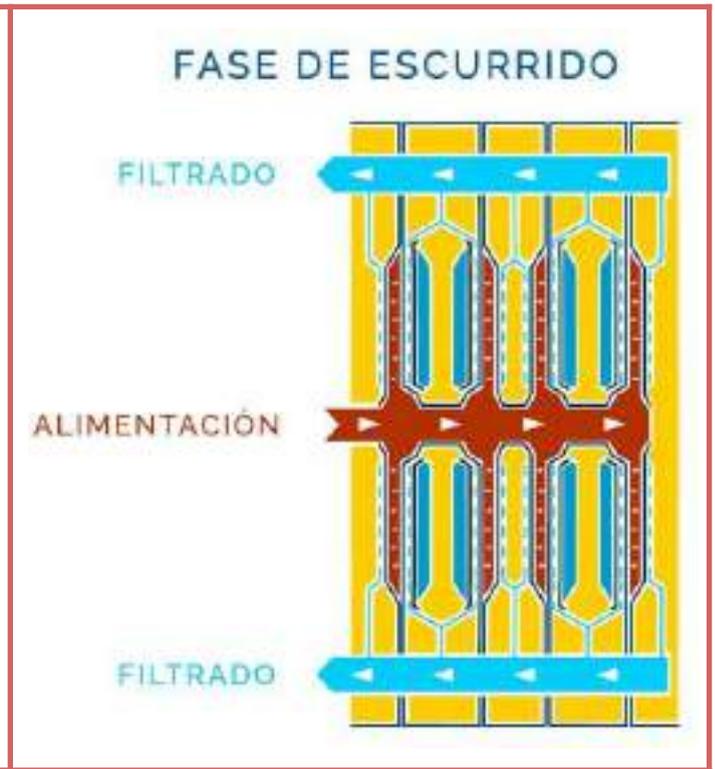


Figura 4.18 - Sección de la cámara de filtración con membranas infladas.

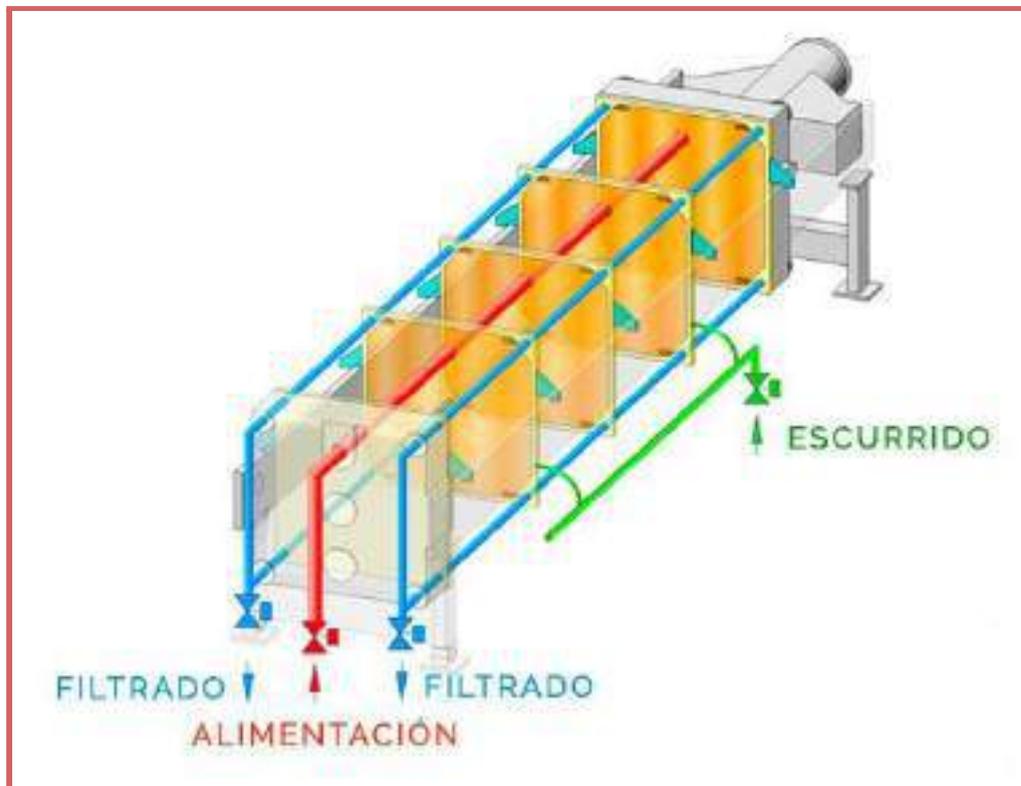


Figura 4.19 - Esquema completo del equipo, con sus corrientes correspondientes.

Debido a la versatilidad de los filtros prensa de membrana con respecto al manejo de lodos con diferente contenido de sólidos se ha seleccionado este arreglo para llevar a cabo la etapa de filtración, dado que evitará problemas de separación que se deban a variaciones en el proceso previo de cristalización. Además, la reducción del tiempo de cada ciclo, la mayor deshidratación de la torta y homogeneidad de la misma representan ventajas operativas que se asume podrán compensar el mayor costo del equipo debido al aumento de su complejidad con respecto al filtro prensa de cámara.

En la Figura 4.20 presentada a continuación puede observarse una comparación cualitativa entre los filtros prensa de cámara y membrana en términos de los tiempos de filtración y la humedad total de la torta.

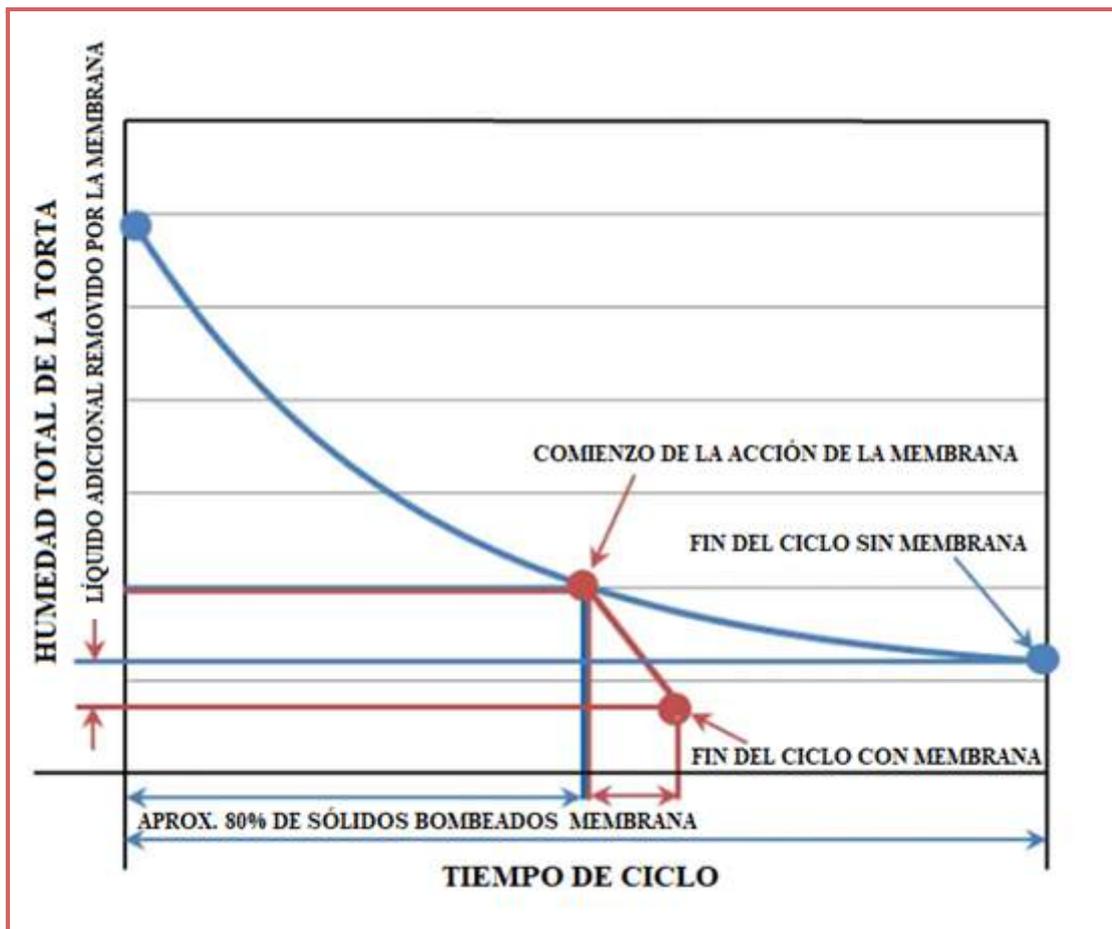


Figura 4.20 - Gráfico comparativo de la ventaja de filtros de membrana frente a filtros de cámara.

Las características finales de la torta resultante dependerán de las dimensiones del filtro prensa, la presión aplicada, la resistencia y características de la membrana y las condiciones de la suspensión que ingresa al equipo (en cuanto a su concentración de sólidos, compresibilidad y permeabilidad).

#### 4.2.5.2.1 Selección del medio filtrante

El medio filtrante será el material permeable que permite el paso del líquido mientras retiene los sólidos durante el proceso de filtración. De este dependerá en gran medida la buena separación de los componentes de la suspensión con el mínimo consumo de energía, por lo cual debe seleccionarse el tipo adecuado para la operación a realizar.

Algunas de las propiedades específicas de filtración que deben tenerse en cuenta se incluyen, a continuación, en la Tabla 4.26.

**Tabla 4.26 - Propiedades características de los medios filtrantes. (14)**

Partícula más pequeña retenida	Importante cuando se requiere una remoción de partículas del 100 %. Se debe tener en mente que el tamaño de las partículas depende de la técnica utilizada para su medición.
Eficiencia de retención	Es la relación entre las partículas sólidas remanentes en el filtrado y las presentes en la suspensión a filtrar.
Resistencia al flujo	La resistencia al flujo depende de la estructura del medio filtrante y puede ser reportada en términos de la permeabilidad o resistencia específica a ciertas condiciones de flujo.
Capacidad de ensuciamiento	Cantidad de sólidos retenidos en el medio filtrante sin exceder cierta caída de presión a través del filtro.
Tendencia a la obturación	Asociada al material que no es removido del medio usando los procedimientos normales de limpieza, incrementando la resistencia al flujo de filtrado
Descarga de la torta	Facilidad de remoción de la torta del medio filtrante una vez finalizada la etapa de filtración

Así, pueden clasificarse los tipos de telas filtrantes en función de la partícula más pequeña retenida, como se observa en la Tabla 4.27.

**Tabla 4.27 - Resumen de medios filtrantes según el tamaño de partículas que retienen. (14)**

Tipo de tela	Subdivisiones	Partícula más pequeña retenida ( $\mu\text{m}$ )
Membranas	Poliméricas	< 0,1
	Cerámicas	< 0,1
	Metálicas	0,2
Medios tejidos	Fibras de hilo	5
	Monofilamentos	10
	Multifilamentos	< 10
Medios no tejidos	Hojas de filtro	10
	Papel de celulosa	5
	Polímeros	10

Los medios tejidos se componen de telas cruzadas, mientras los no tejidos se obtienen ensamblando varias capas de fibras.

Si se tiene presente que, dependiendo del tiempo de cristalización, el tamaño de los cristales formados podrá variar entre 4 y 22  $\mu\text{m}$  (15) los medios tejidos, particularmente los mono y multifilamentos, resultan una opción viable en lo que respecta a la selección del medio filtrante.

A su vez, según el tipo de tejido y la combinación entre mono y multifilamentos pueden conferirse diferentes propiedades a los medios filtrantes. En la Figura 4.21 se presentan las tramas y las características particulares de cada combinación.

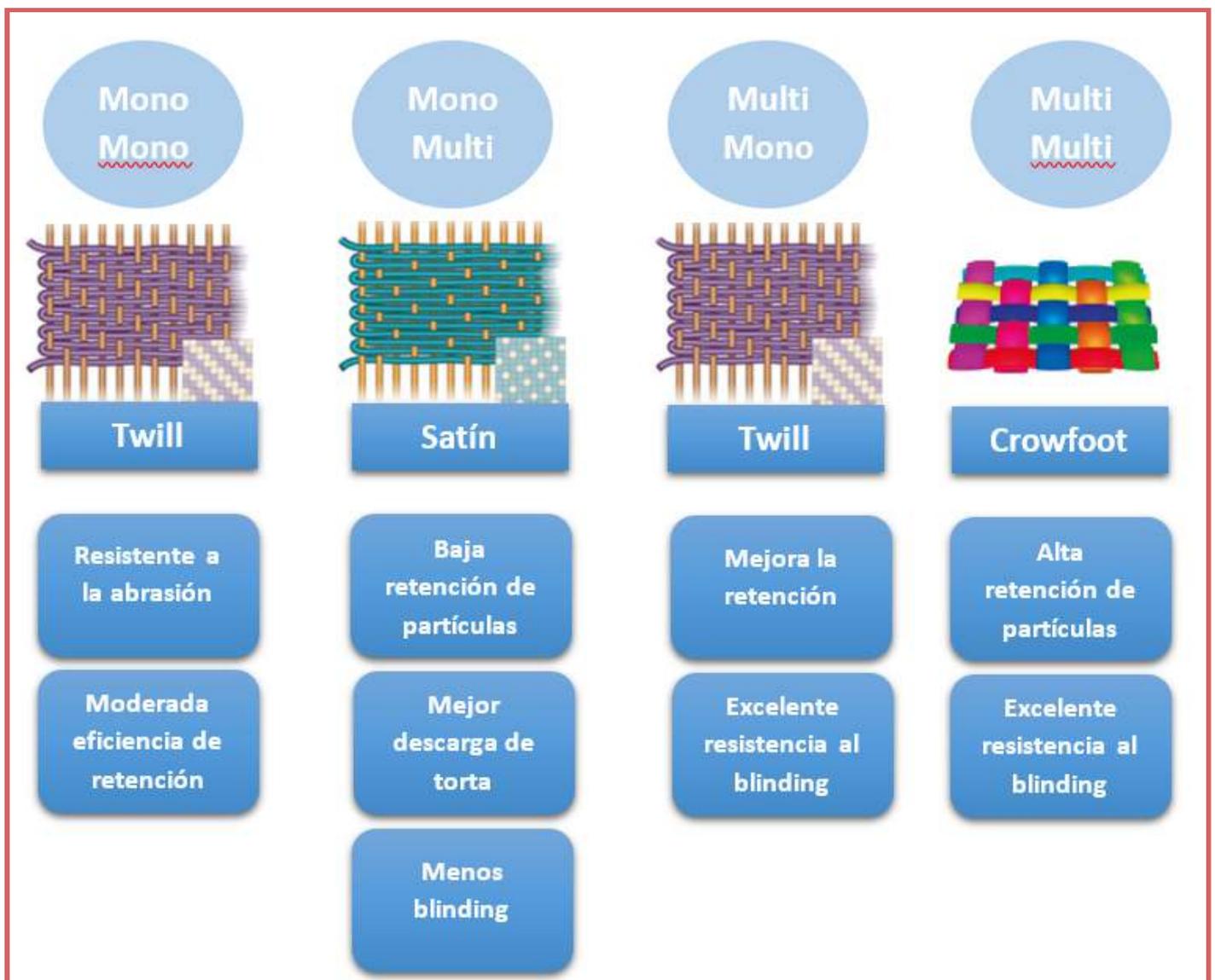


Figura 4.21 - Propiedades del medio filtrante según su trama y combinación de filamentos. (16)

El fenómeno de “blinding” ocurre cuando los poros del medio filtrante se bloquean mecánicamente debido a la presencia de partículas atrapadas. Es importante evitar su ocurrencia para reducir los tiempos de mantenimiento – el lavado del filtro se vuelve más dificultoso – y aumentar la vida útil del medio filtrante.

De este modo, con el objetivo de mejorar la retención y evitar el efecto indeseado de blinding se selecciona la combinación multi-monofilamento con un tramado tipo Twill.

Por último, es importante definir el material del medio filtrante, para lo cual se deberán tener en cuenta los atributos químicos y térmicos que cada uno de ellos proporciona. En la Tabla 4.28 se resumen las propiedades de los materiales comúnmente utilizados.

Tabla 4.28 - Características químicas y térmicas de los diferentes materiales.

Tipo de Fibra	Temperatura de operación máxima (°C)	Resistencia			
		Ácidos	Bases	Agentes oxidantes	Hidrólisis
Polipropileno	95	●●●●	●●●●	●	●●
Polietileno	85	●●●●	●●●●	●	●●
Poliéster (PBT)	100	●●●	●●	●●	●
Poliéster (PET)	100	●●●	●	●●	●
PVC	80	●●●●	●●●●	●●	●●●●

●●●● Muy Bueno ●●● Bueno ●● Aceptable ● Pobre

En este caso puntual, puesto que los lodos provienen de la operación de cristalización que se realiza a temperaturas cercanas a la del ambiente, la resistencia térmica no será un factor determinante en la selección del tipo de material. Sin embargo, deberá optarse por aquellos que cuenten con cierta resistencia a compuestos ácidos. Se selecciona entonces el polipropileno, por su alta resistencia a la abrasión acompañado de un bajo costo en comparación al poliéster (16).

#### 4.2.5.2.2 Dimensiones del equipo y condiciones de operación

La mayor parte de la información relativa al rendimiento del proceso de filtración utilizando prensas de membrana ha sido reportada para la separación de las fases oleína y estearina de aceites y grasas. Sin embargo, un estudio que analiza el contenido porcentual de sólidos (SFC) presente en cada fase y el porcentaje de oleína que permanece retenida entre los cristales de la fase estearina demuestra la similitud entre los resultados hallados para el proceso aplicado en ácidos grasos y en los denominados “commodity oils and fats”. Lo antedicho se detalla a continuación, en la Tabla 4.29.

**Tabla 4.29 - Comparación de oleína retenida y SFC para commodity oils frente a ácidos grasos para filtro prensa de membrana a 6 bar. (17)**

Materia Prima	Contenido porcentual de sólidos en lodos %	Contenido porcentual de sólidos en torta %	Oleína retenida %
Aceite de Palma	15	73	27
	24	61	39
	31	55	45
Aceite de soja	31	64	31
	33	74	26
Ácidos Grasos	28	69	31

Esta información puede complementarse con la que se incluye en la Tabla 4.30 para comprender la relación entre la presión de trabajo en el equipo y el contenido porcentual de sólidos en la torta.

**Tabla 4.30 - SFC en torta filtro prensa de membrana con cámaras de 25 y 50 mm de ancho en función de la presión aplicada. (18)**

Presión aplicada (bar)	SFC en torta % para cámaras de 25 mm	SFC en torta % para cámaras de 50 mm
6	60	55
15	66	61
30	70	65

A partir de los datos que se visualizan en la Tabla 4.38 y 4.29 se pueden extraer tres importantes conclusiones: el valor de SCF en la torta es mayor cuanto más elevado sea el SFC en los lodos, el aumento de la presión de operación del filtro y la disminución del ancho de cámara conducen a un aumento en el SCF de la torta.

En el caso puntual con el que se trabaja la corriente que abandona el cristalizador contiene un 54,3% de sólidos (este valor corresponde al SFC de los lodos), calculado a partir de los resultados de la Tabla 4.22 como el cociente entre el caudal másico de la fase sólida y el caudal másico total. Con este valor puede inferirse que el porcentaje SFC en la torta será mayor que cualquiera de los valores tabulados anteriormente, debido al mayor contenido de sólidos en los lodos de entrada.

Por esto se propone trabajar en las condiciones que aseguren el mayor contenido de sólidos en torta posibles: 30 bar en cámaras de 25 mm de ancho. Además se asumirá que el contenido de sólidos (ácidos esteárico y palmítico) en la torta al finalizar el proceso de filtración será tal que se cumplan los requisitos sobre el producto a comercializar, en función de lo que se ha detallado en la Tabla 4.1, puesto que se sabe

que dicha especificación se obtiene llevando a cabo procesos similares a los planteados en el presente trabajo.

Existe una amplia variedad de equipos capaces de operar bajo las condiciones de presión establecidas. Para hallar el que mejor se adapte a las características del proceso se determinará el volumen del equipo requerido para llevar a cabo la operación, empleando la fórmula de selección provista por Lisse en su catálogo (19):

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Volumen total} \\ \text{del filtro prensa} \end{array} \right\} = \frac{\left\{ \begin{array}{l} \text{Volumen total de alimentación} \\ \text{de producto} \end{array} \right\} \cdot \left\{ \begin{array}{l} \% \text{ de concentración de} \\ \text{sólidos en la entrada} \end{array} \right\} \cdot \left\{ \begin{array}{l} \text{Peso específico de} \\ \text{lodos de entrada} \end{array} \right\}}{\left\{ \begin{array}{l} \text{Peso específico de la} \\ \text{torta de filtro húmeda} \end{array} \right\} \cdot \left\{ \begin{array}{l} \% \text{ de sólido seco en} \\ \text{la torta de filtro} \end{array} \right\}}$$

**Ecuación 4.3**

Para lo cual deben tenerse en cuenta las unidades y aclaraciones presentadas en la Tabla 4.31.

**Tabla 4.31** - Consideraciones y unidades para la aplicación de la fórmula provista por Lisse.

Volumen total de alimentación de producto	(m <sup>3</sup> )
Porcentajes	Deberán expresarse en forma decimal
Densidad de torta de filtro húmeda	(kg/ m <sup>3</sup> )
Peso específico de lodos de entrada	(kg/ m <sup>3</sup> )

Para establecer el volumen de alimentación del producto al equipo se debe considerar cuál es el tiempo en que tarda en completarse cada ciclo de operación y, de esta manera, analizar el volumen de lodos que se deberá ingresar con el fin de lograr determinada producción.

En este sentido se deben tener en cuenta los tiempos característicos de la operación, a saber:

- ➔  $t_L$ : tiempo de llenado de las cámaras con el lodo de alimentación.
- ➔  $t_F$ : tiempo de filtrado, en el que continúa la alimentación de barros, comprimiendo los ya presentes dentro de la cámara, dando inicio al proceso de filtración.
- ➔  $t_M$ : tiempo de membrana, en el cual comienzan a inflarse las membranas comprimiendo aún más la torta dentro de cada una de las cámaras.
- ➔  $t_H$ : tiempo de limpieza, que podrá realizarse manual o automáticamente y contempla el tiempo de apertura, descarga y cierre de la prensa para que pueda comenzar el siguiente ciclo.

Para analizar el tiempo total del ciclo se puede asumir que este será equivalente a un tiempo de filtración –  $t_L + t_F + t_M$  – y una constante –  $t_H$  –. El valor de esta constante puede rondar los 45 minutos (20), mientras el tiempo de llenado dependerá principalmente del contenido de sólidos del lodo que se alimenta, no así del tamaño del equipo, puesto que al aumentar el volumen también lo hará el área de filtrado que se relaciona a la capacidad del equipo de procesar el fluido. De esta manera la relación entre el volumen y el

área se mantendrá aproximadamente constante, y también lo hará el tiempo de llenado (20). Así, puede asumirse que el tiempo de filtración rondará las 2 horas para filtros prensa de membrana (21).

Por su parte, para obtener una aproximación al volumen del equipo, se asumirá que la densidad de los lodos y la de la torta húmeda no difieren en gran medida, con lo cual su cociente será cercano a la unidad y la ecuación propuesta por Lisse resultará:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Volumen total} \\ \text{del filtro prensa} \end{array} \right\} = \frac{\left\{ \begin{array}{l} \text{Volumen total de alimentación} \\ \text{de producto} \end{array} \right\} \cdot \left\{ \begin{array}{l} \% \text{ de concentración de} \\ \text{sólidos en la entrada} \end{array} \right\}}{\left\{ \begin{array}{l} \% \text{ de sólido seco en} \\ \text{la torta de filtro} \end{array} \right\}} \quad \text{Ecuación 4.4}$$

El porcentaje de sólidos en la corriente de entrada se calcula a partir de los resultados obtenidos en la Tabla 4.22 para el proceso de cristalización como el cociente entre el caudal de sólidos (fase saturada) sobre el caudal total de salida del cristizador. Este porcentaje resulta igual al 54,3%.

El porcentaje de sólidos en la torta será igual al 85%, como mínimo, para alcanzar la especificación requerida en la corriente que abandona el equipo.

Finalmente, el volumen de alimentación de los lodos al filtro se determinará de manera tal que la operación, aunque discontinua, sea capaz de recibir la alimentación sin provocar su acumulación disminuyendo así la productividad.

La densidad de la corriente de salida del cristizador se ha determinado, de forma aproximada, como el promedio entre las densidades de los ácidos grasos presentes en la Tabla 4.32 .

Tabla 4.32 - Densidad de ácidos grasos.

Compuesto	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Temperatura (°C)
Ácido Oleico	895 (22)	25
Ácido Esteárico	941 (23)	22
Ácido Palmítico	852 (24)	25

La densidad promedio de los lodos resulta igual a 891,6 kg/m<sup>3</sup>, valor a partir del cual puede determinarse el volumen de lodos alimentados a partir de la Ecuación 4.5.

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Volumen de lodos} \\ \text{alimentados} \end{array} \right\} = \frac{\left\{ \begin{array}{l} \text{Caudal má sico proveniente} \\ \text{del cristizador} \end{array} \right\} \cdot \left\{ \begin{array}{l} \text{Tiempo de} \\ \text{un ciclo} \end{array} \right\}}{\left\{ \begin{array}{l} \text{Densidad de corriente} \\ \text{proveniente del cristizador} \end{array} \right\}} \quad \text{Ecuación 4.5}$$

El volumen de lodos alimentados es igual a  $10,36 \text{ m}^3$  y el volumen total del equipo, que se calcula a partir de la Ecuación 4.4, resulta igual a  $6,6 \text{ m}^3$ .

La Tabla 4.33 resume los diversos equipos que la empresa M. W. Watermark (25) ofrece en su catálogo para el proceso de filtración. El equipo se seleccionará en función de su volumen.

**Tabla 4.33 - Selección del equipo.**

Dimensión de placas (mm)	Rango de capacidad (L)
470 x 470	14,2 - 113,3
630 x 630	56,6 - 339,8
800 x 800	226,5 - 849,5
1.000 x 1.000	566,3 - 1.415,8
1.200 x 1.200	1.132,7 - 3.536,61
1.500 x 1.500	2.831,7 - 7.787,1
1.500 x 2.000	7.079,2 - 9.910,9
2.000 x 2.000	8.495,1 - 16.990,1

Para un volumen de 8.500 L se decide emplear placas 1.500 x 1.500 y se asume que con estas dimensiones se podrán procesar cómodamente los lodos obtenidos del cristizador. En general, este tipo de equipos se componen por 100 placas (26).

Por último, conociendo el volumen del equipo y el tamaño de las placas, a partir del catálogo provisto por Da Zhang Filtration Equipment Co. Ltd (27), se selecciona un equipo de las características detalladas en la Tabla 4.34.

**Tabla 4.34 - Características del equipo seleccionado.**

Modelo	X(A/M)G450/1500-U
Área de filtro	400 m <sup>2</sup>
Tamaño de placa	1.500 mm x 1.500 mm
Volumen de cámara	8.532 L
Cantidad de placas	111
Área ocupada por el equipo (Largo x Ancho x Alto)	13.240mm x 2.200 mm x 1.820 mm

Si se establece que el contenido final de sólidos en la torta (valor que se debe a la presencia de ácido palmítico y esteárico) es del 85% para este proceso, los cálculos se efectuarán eliminando de la fracción

sólida (saturada) tanto ácido oleico como sea necesario para respetar el porcentaje de SFC. Los caudales máxicos de cada fase y su composición se detallan en la Tabla 4.35.

**Tabla 4.35 - Corrientes de salida del filtro prensa de membrana.**

Fase Esteárico (sólida)	Ácido Palmítico	912,01 kg/h	1.824,75 kg/h
	Ácido Esteárico	639,03 kg/h	
	Ácido Oleico	273,71 kg/h	
Fase Oleico (líquida)	Ácido Palmítico	162,36 kg/h	1.534,00 kg/h
	Ácido Esteárico	113,76 kg/h	
	Ácido Oleico	1.257,88 kg/h	

#### 4.2.5.2.3 Selección de bomba de alimentación

El sistema de bombeo será el responsable de alimentar los lodos dentro de las cámaras del filtro prensa de membrana. Cuando inicia la alimentación la resistencia del filtro será baja y, a medida que la cámara comienza a llenarse, aumentará debido a la presencia de la torta que se vuelve cada vez más compacta.

Por esto se utilizan, generalmente, dos tipos de bombas:

- ➔ Bombas de diafragma: el flujo de este tipo de bombas (AOD por Air Operated Diaphragm) no depende de la presión de oposición y entregarán un caudal fijo en cada paso del pistón a cualquier presión de oposición siempre que sea menor a la presión de diseño. Puesto que la resistencia aumentará conforme la cámara del filtro se llena, lo que ocurrirá es que el tiempo entre un paso y otro se incrementará. Cuando el intervalo entre un paso y otro sea de 30 – 60 segundos será momento de detener la operación.
- ➔ Bombas centrífugas: en este caso el aumento de la presión de oposición conducirá a una disminución del caudal que la bomba es capaz de entregar, hasta alcanzar un valor mínimo para cierta presión dada.

A continuación, en la Figura 4.22 se presenta la comparación entre las curvas características para bombas de desplazamiento positivo (las de tipo diafragma presentan este comportamiento) y bombas centrífugas.

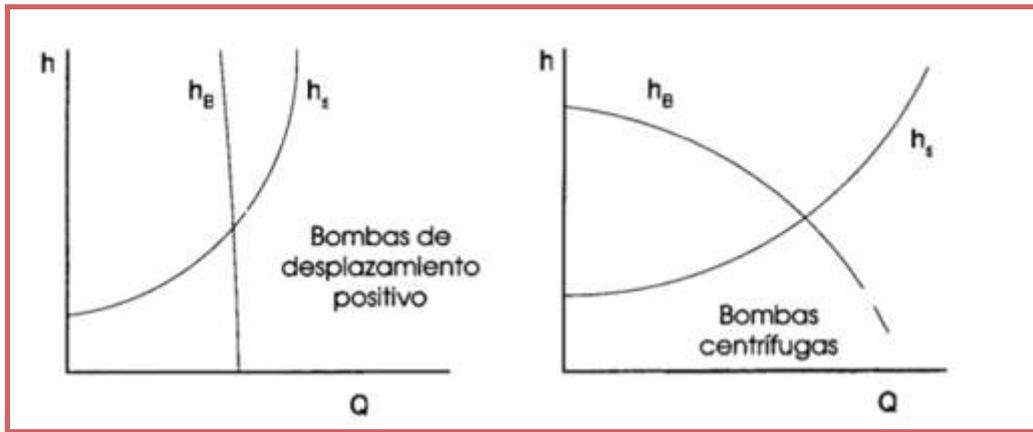


Figura 4.22 - Curvas características de bombas de desplazamiento positivo frente a bombas centrífugas.

El tipo de bomba adecuada para alimentar los lodos al equipo dependerá del tamaño del mismo, según indica la Tabla 4.36.

Tabla 4.36 - Tipo de bomba requerida en función del tamaño del equipo. (20)

Tamaño del equipo (L)	Tipo de bomba
Menor a 140	1" AOD
150 - 425	1,5" AOD
425 - 710	2" AOD
710 - 1415	3" AOD
1415 - 3540	Sistema de bombas múltiples AOD de 2" y 3"
Mayor a 3540	Centrífugas

Debido al tamaño del equipo seleccionado, se decide operar con una bomba tipo centrífuga para la impulsión de los lodos hacia las cámaras del filtro.

En la Figura 4.23 se muestra un esquema, que a los fines de este estudio sólo permitirá hacer un análisis cualitativo del comportamiento del equipo y cómo ocurre el aumento de presión en las etapas de llenado y filtración mediante el inflado de las membranas.

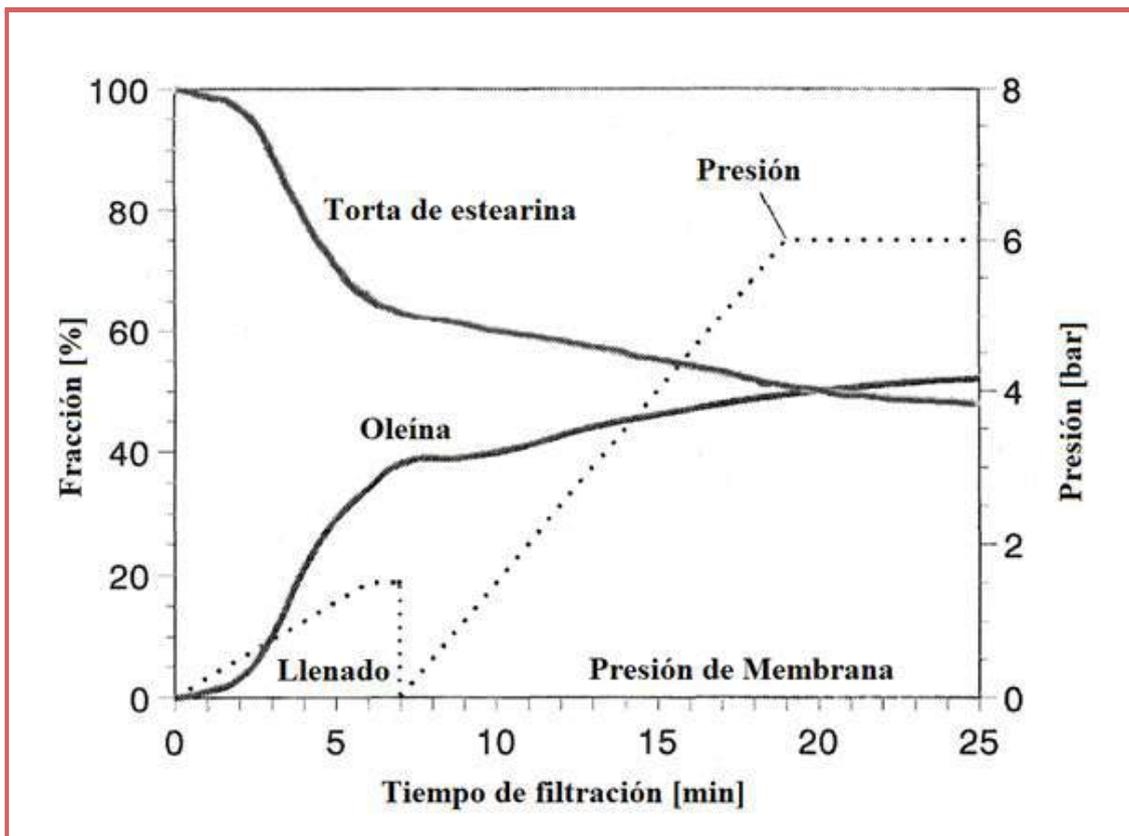


Figura 4.23 - Variación de la presión de operación para separación de las fases oleína de estearina en un filtro prensa de membrana a 6 bar.

De esta manera, una vez que las cámaras se han llenado con los lodos se deberá bombear agua o aire al sistema de membranas para compactar la torta, eliminar una mayor cantidad de oleína y alcanzar la presión estipulada de operación, correspondiente a 30 bar. El sistema seleccionado es de bombeo de agua mediante una bomba centrífuga, cuyas características han sido detalladas anteriormente.

### 4.3 Purificación de glicerol

La corriente que abandona el reactor de hidrólisis por el fondo se compone principalmente por agua y glicerol, aunque este último se encuentra en menor proporción. Esta corriente debe concentrarse en glicerol hasta un 90 % en peso para ser utilizada en la reacción de glicerólisis. Para alcanzar esta especificación se propone emplear un destilador flash seguido de un evaporador, esquema a partir del cual se eliminará la mayor parte del agua presente en la corriente de interés.

En la Tabla 4.37 se presenta el caudal másico de cada uno de los componentes que forman parte de la corriente en cuestión y su distribución.

Tabla 4.37 - Caudal y fracciones másicas de cada componente de la corriente a concentrar en glicerol.

Componente	Caudal másico (kg/h)	Fracción másica
Glicerol	232,9	0,075
Agua	2.874,4	0,925

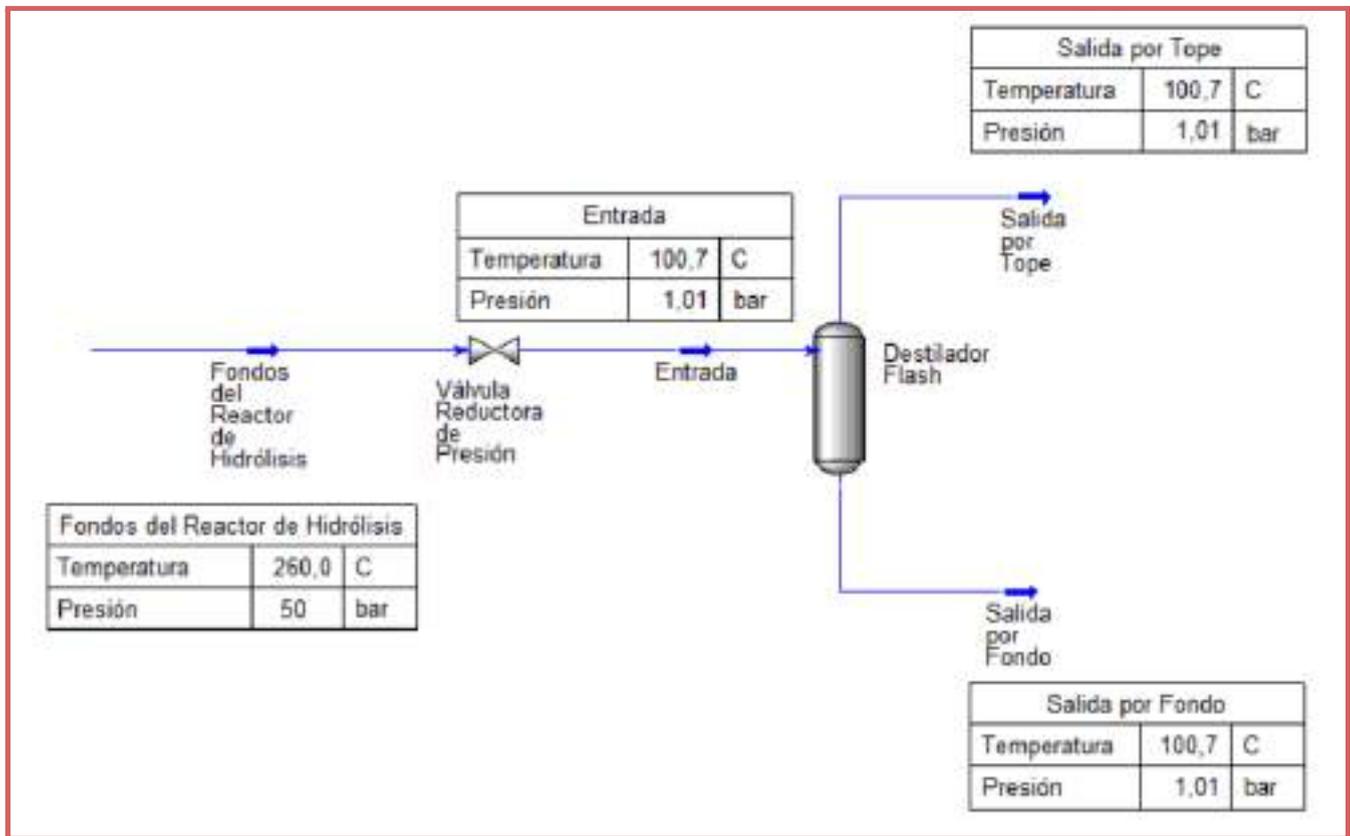
### 4.3.1 Destilación flash

Como estrategia para producir la vaporización de la corriente de agua y glicerol, que proviene del reactor de hidrólisis a 260 °C y 50 bar, se emplea una válvula reductora de presión. Posteriormente, la corriente parcialmente vaporizada ingresa al tanque separador (destilador flash) en el que se separan las fases líquida y gaseosa.

Empleando el software de simulación Unisim Design se ingresa la corriente de materia cuyo caudal y componentes se han especificado en la Tabla 4.38 bajo las condiciones de presión y temperatura indicadas en el párrafo superior, correspondientes a la salida del reactor de hidrólisis. Esta corriente pasa, en primer lugar, por una válvula que reduce su presión hasta 1,01 bar (presión atmosférica) lo que implica un descenso de temperatura de 260 °C a 100,7 °C. Posteriormente ingresa al destilador flash en el que ocurre la separación de fases. En la Tabla 4.38 se incluye la información de las corrientes de entrada y salida al equipo, mientras en la Figura 4.24 se presenta un esquema del arreglo en el que se incluyen la temperatura y presión de las corrientes.

**Tabla 4.38 - Corrientes de entrada y salida del tanque separador flash.**

Componente	Caudal másico de entrada (kg/h)	Caudal másico de salida por tope (kg/h)	Caudal másico de salida por fondo (kg/h)
Agua	2.874,4	956,9	1.917,5
Glicerol	232,9	0	232,9



**Figura 4.24 - Esquema de corrientes y equipos.**

Las dimensiones sugeridas por el simulador Unisim Design para un equipo de estas características se presentan en la Tabla 4.39, a continuación.

Tabla 4.39 - Dimensiones del destilador flash.

Volumen (m <sup>3</sup> )	1,216
Diámetro (m)	0,762
Altura (m)	2,667

### 4.3.2 Evaporación

La corriente que egresa por el fondo del destilador flash aún contiene una cantidad considerable de agua que debe eliminarse hasta que la proporción de glicerol presente sea igual a 0,9 en fracción másica. Esto se logra al ingresar la corriente a un evaporador simple efecto, cuya notación empleada para su diseño se presenta en la Figura 4.25 a continuación.

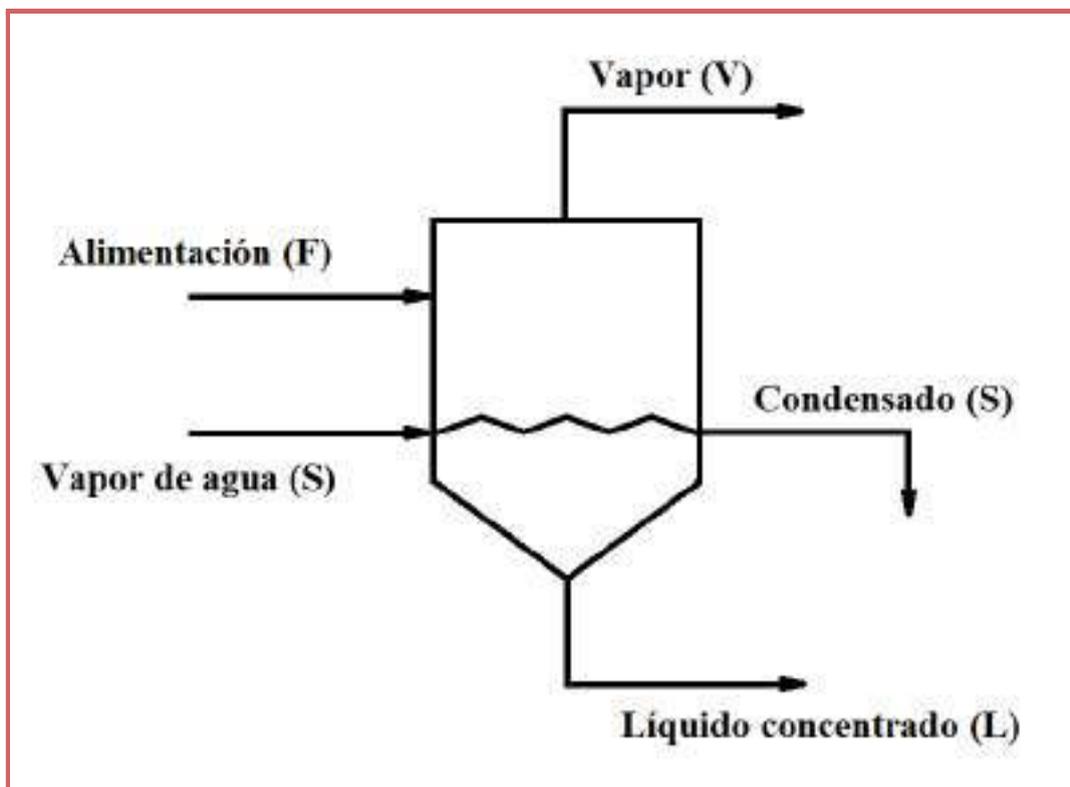


Figura 4.25 - Evaporador simple y notación para cada corriente.

Para determinar el área del evaporador necesaria para alcanzar la especificación del 90% en peso de glicerol en la corriente de Líquido concentrado (L) se plantea un balance de masa global (Ecuación 4.6), un balance de masa para el glicerol (Ecuación 4.7) y un balance de energía en el equipo (Ecuación 4.8). La corriente Alimentación (F) que ingresa al equipo proviene del fondo del destilador flash.

$$F = L + V$$

Ecuación 4.6

$$F * x_F = L * x_L + V * x_V$$

Ecuación 4.7

$$F * H_F + S * \lambda_{vap} = L * H_L + V * H_V$$

Ecuación 4.8

El balance de energía de la Ecuación 4.8 se ha simplificado reemplazando la diferencia entre la entalpía de la corriente “S” de entrada (vapor saturado) y la corriente “S” de salida (líquido saturado) por el calor de vaporización del agua a la temperatura de saturación del vapor a 40 bar, que proviene de caldera previo paso por una válvula reductora.

Se sabe que “ $x_V$ ”, que representa la composición de glicerol (en fracción másica) en la corriente de vapor que abandona el evaporador, es igual a cero puesto que sólo contiene agua. Es por esto que a partir de la Ecuación 4.7 se determina el caudal de líquido “L” que sale del equipo empleando los datos que se presentan en la Tabla 4.40.

Tabla 4.40 - Datos necesarios para calcular la corriente de líquido que sale del evaporador.

Variable	Valor	Resultado
F (kg/h)	2.150,4	L = 258,05 kg/h
$x_F$	0,108	
$x_L$	0,9	

Una vez se conoce el valor de “L” se calcula el caudal de vapor “V” que sale del evaporador a partir de la Ecuación 4.6. Esta corriente resulta igual a 1.892,35 kg/h.

A continuación se debe emplear el balance de energía detallado en la Ecuación 4.8 para determinar el caudal de vapor que debe alimentarse al evaporador para alcanzar la concentración de glicerol buscada en la corriente “L”. Para esto es necesario conocer una serie de datos a saber:

- ➔ Entalpía de la corriente de alimentación “F”: esta corriente se encuentra a 100,7 °C y se compone por agua y glicerol en proporción conocida. Por esto, la capacidad calorífica de la corriente se calcula como el producto entre capacidad calorífica de cada componente a 100,7 °C y su fracción másica, como se detalla en la Ecuación 4.9. Por su parte, la entalpía de la corriente se calcula de acuerdo a la Ecuación 4.10.

$$C_{p,F} = x_{Agua,F} * C_{p,Agua\ 100,7^{\circ}C} + x_{Glicerol,F} * C_{p,Glicerol\ 100,7^{\circ}C}$$

Ecuación 4.9

$$H_F = C_{p,F} * (T_F - T_{Ref})$$

Ecuación 4.10

Los valores empleados para los cálculos y los resultados obtenidos se detallan en la Tabla 4.42.

Tabla 4.42 - Datos para el cálculo de la entalpía de la corriente de alimentación.

Variable	Valor	Cálculo
$x_{Agua,F}$	0,892	$C_{p,F} = 5,086\text{ kJ/kg.K}$
$C_{p,Agua\ 100,7\text{ }^{\circ}C}\text{ (kJ/kg.K)}$	4,216	
$x_{Glicerol,F}$	0,108	
$C_{p,Glicerol\ 100,7\text{ }^{\circ}C}\text{ (kJ/kg.K)}$	12,27	
$T_F\text{ (}^{\circ}C\text{)}$	100,7	$H_F = 512,14\text{ kJ/kg}$
$T_{Ref}\text{ (}^{\circ}C\text{)}$	0	

➔ Entalpía de la corriente líquida “L”: en primer lugar debe calcularse la temperatura del punto de ebullición de la mezcla de agua y glicerol con un 90% en peso de este último a presión de 101,3 kPa. Para esto se emplea la Tabla 4.43, cuyos valores se han calculado a partir del diagrama de Dühring.

Tabla 4.43 - Punto de ebullición de soluciones de agua y glicerol a diferentes presiones. (28)

Presión (kPa)	Punto de ebullición del agua (°C)	Punto de ebullición (°C)									
		Agua (%) 90	80	70	60	50	40	30	20	10	4,36
		Glicerol (%) 10	20	30	40	50	60	70	80	90	95,64
101,3	100	100,7	101,6	102,9	104,5	106,7	109,6	114,0	121,5	139,8	175,8
70,1	90	90,6	91,5	92,8	94,2	96,3	99,3	103,5	110,3	127,8	161,1
47,34	80	80,5	81,4	82,6	84,0	86,0	88,8	92,8	99,3	116,0	146,5
31,13	70	70,4	71,2	72,4	73,7	75,6	78,5	82,2	88,3	104,0	132,1
19,89	60	60,3	61,0	62,2	63,5	65,5	68,1	71,5	77,3	92,0	117,6
12,31	50	50,2	50,9	52,1	53,4	55,2	57,6	61,0	66,2	80,1	103,1

Con la información que se obtiene de la Tabla 4.43 se establece que la temperatura de las corrientes que abandonan el evaporador es de 139,8 °C a 101,3 kPa. La capacidad calorífica de la corriente se calcula como el producto entre capacidad calorífica de cada componente a 139,8 °C y su fracción másica, como se detalla en la Ecuación 4.11. Por su parte, la entalpía de la corriente se calcula de acuerdo a la Ecuación 4.12.

$$C_{p,L} = x_{Agua,L} * C_{p,Agua\ 139,8^{\circ}C} + x_{Glicerol,L} * C_{p,Glicerol\ 139,8^{\circ}C}$$

Ecuación 4.11

$$H_L = C_{p,L} * (T_L - T_{Ref})$$

Ecuación 4.12

Los valores empleados para los cálculos y los resultados obtenidos se detallan en la Tabla 4.44.

Tabla 4.44 - Datos para el cálculo de la entalpía de la corriente de alimentación.

Variable	Valor	Cálculo
$x_{Agua,L}$	0,1	$C_{p,L} = 11,25 \text{ kJ/kg.K}$
$C_{p,Agua\ 139,8^{\circ}C} \text{ (kJ/kg.K)}$	1,99	
$x_{Glicerol,L}$	0,9	
$C_{p,Glicerol\ 139,8^{\circ}C} \text{ (kJ/kg.K)}$	12,28	
$T_L \text{ (}^{\circ}\text{C)}$	139,8	$H_L = 1.572,9 \text{ kJ/kg}$
$T_{Ref} \text{ (}^{\circ}\text{C)}$	0	

- ➔ Entalpía de la corriente vaporizada “V”: por la parte superior del evaporador egresa una corriente que se compone únicamente por agua a una temperatura de 139,8 °C y 101,3 kPa de presión que corresponden a las condiciones bajo las cuales opera el equipo. En este punto el vapor de agua se encuentra sobrecalentado y su entalpía es igual a 2.756,3 kJ/kg (29).
- ➔ Calor de evaporación de la corriente “S”: el calor latente de evaporación del agua a una presión de 40 bar, que puede obtenerse a partir de tablas de vapor para agua y es igual a 1.717 kJ/kg.

Conociendo la entalpía de cada una de las corrientes que afectan al balance de masa puede despejarse el caudal másico de vapor “S” que debe alimentarse al evaporador para concentrar la corriente de agua y glicerol hasta la especificación establecida. Al reordenar el balance de energía se obtiene la Ecuación 4.13.

$$S = \frac{L * H_L + V * H_V - F * H_F}{\lambda_S}$$

**Ecuación 4.13**

De esta última ecuación se obtiene que el caudal másico de vapor que debe ingresar al equipo es de 2.633 kg/h. A partir de este valor y aplicando la Ecuación 4.14 se puede determinar el calor “Q” que se requiere intercambiar.

$$Q = S * \lambda_S$$

**Ecuación 4.14**

Una vez conocido el valor de “Q” se resuelve la Ecuación 4.15 que permite conocer el área de transferencia de calor “A”. En la Tabla 4.45 se presentan los datos necesarios para la resolución.

$$Q = U * A * \Delta T$$

**Ecuación 4.15**

El valor de “ΔT” corresponde a la fuerza impulsora para la transferencia de calor y es igual a la diferencia entre la temperatura de saturación del vapor a 40 bar (249,2 °C) y la temperatura dentro del equipo (139,8 °C).

**Tabla 4.45 - Datos para el cálculo del área del evaporador.**

Variable	Valor	Resultado
Q (J/s)	1,256.10 <sup>6</sup>	A = 45,9 m <sup>2</sup>
U (J/s.m <sup>2</sup> .K)	900 (30)	
ΔT (°C)	109,4	

## 4.4 Agua recirculada

El propósito de esta sección consiste en efectuar un balance de materia y energía de las corrientes acuosas que se obtienen de las diversas etapas del proceso y determinar la temperatura y el caudal de la corriente resultante. Esto permite establecer, en secciones posteriores, si es necesario acondicionar esta corriente para su ingreso al reactor de hidrólisis.

En la Tabla 4.46 se presentan las corrientes acuosas de interés, se incluyen sus características y se detalla la etapa del proceso de la cual se obtienen.

Tabla 4.46 - Corrientes acuosas a recircular.

Etapa de dónde proviene	Caudal másico (kg/h)	Temperatura (°C)	Presión (kPa)
Deshidratación de ácidos grasos (Destilador Flash)	672,85	189,7	150,0
Purificación de glicerol (Destilador Flash)	956,91	100,7	101,3
Purificación de glicerol (Evaporador)	1.892,35	139,8	101,3
Corriente resultante	3.522,11	138,3	101,3

Las condiciones de salida de la corriente resultante se obtienen mediante el uso del Simulador UniSim Design R390.1.

## 4.5 Referencias

- (1) Materia (2012). *Nuestros Productos*. Productos y Procesos. Materia Hnos. S.A.C.I.F. Mar del Plata, Argentina. <https://www.materiaoleochemicals.com/productos-y-procesos/>
- (2) 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*, 27:7, 955-974. Lund University. Lund, Sweden. <http://dx.doi.org/10.1080/01496399208019735>
- (3) Gervajio, G. C., Withana-Gamage, T. S., & Sivakumar, M. (2020). *Fatty Acids and Derivatives from Coconut Oil. Bailey's Industrial Oil and Fat Products*, 1–45. <https://doi.org/10.1002/047167849X.bio039.pub2>
- (4) Gianazza International srl. *Fatty acid technology. Basic Information and Engineering Data*. Milano (MI), Italy. [www.gianazza.eu](http://www.gianazza.eu)
- (5) Reinisch, M. D. (1956). *Fat-splitting*. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 33(10), 516–520. <https://doi.org/10.1007/BF02612311>
- (6) Nouredini, H., Teoh, B. C., & Davis Clements, L. (1992). *Densities of vegetable oils and fatty acids*. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 69(12), 1184–1188. <https://doi.org/10.1007/BF02637677>
- (7) Glisic, S., & Skala, D. (2009). *The prediction of critical parameters for triolein, diolein, monoolein and methyl esters*. In 9th International Symposium on Supercritical Fluids. <https://studylib.net/doc/8709406/the-prediction-of-critical-parameters-for-triolein--diole...>
- (8) Herrick, A. B., & Jungermann, E. (1963). *Manufacture of soap from fatty acids*. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 40(11), 615–618. <https://doi.org/10.1007/BF02633860>
- (9) GEA. *Product Catalog: Jet Pumps, Mixers, Heaters, Vacuum Systems*. Alemania. <https://www.gea.com/en/search/index.jsp?q=Product%2BCatalog:%2BJet%2BPumps,%2BMixers>
- (10) Ingeniería Bernoulli S.A. (2014). *Eyectores y sistemas de vacío*. Buenos Aires, Argentina. <https://www.ibernoulli.com/diapositivas>
- (11) Stein, W. (1968). *The hydrophilization process for the separation of fatty materials*. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 45(6), 471–474. <https://doi.org/10.1007/BF02655512>
- (12) Yamamoto, T., Fujikawa, T., Okamoto, N., Itoh, K., Maeda, K., Fukui, K., & Kuramochi, H. (2017). Melt crystallization of binary mixture of fatty acids as model biofuel. *Crystal Research and Technology*, 52(2), 1600316.
- (13) Modification of Fats and Oils. (1998). *Fats and Oils Handbook*, 446–612. <https://doi.org/10.1016/B978-0-9818936-0-0.50011-1>

- (14) Concha Arcil, F., (2001). *Manual de filtración y separación*. Centro de Tecnología Mineral CETTEM. Concepción, Chile.
- (15) Normah, I., Cheow, C. S., Chong, C. L., (2013). *Crystal habit during crystallization of palm Oil: Effect of time and temperature*. International Food Research Journal 20 (1): 417 - 422.
- (16) Ventosilla, J. (2015). *Selección de filtro prensa y optimización de medios filtrantes para concentrados, relaves y lodos de neutralización*.
- (17) Kellens, M. (1994). *Developments in fat fractionation technology*. Society of Chemical Industry.
- (18) Hendrix, M., Calliauw, G., Kellens, M., Gibon, V., (2015). *Fractionation Technology and Continuous Fractional Crystallization*. World Congress on Oils and Fats. Rosario, Argentina.
- (19) Lisse Engineering Sdn Bhd. (2022). *Lisse Products and Application, Automatic Membrane Chamber Filter Press*. Selangor, Malasia. <http://www.lissepress.com/products/>
- (20) MW Watermark, LLC. (2022). *Articles, ¿What is a Filter Press?*. Holland, MI, Estados Unidos. <https://mwwatermark.com/articles/what-is-a-filter-press/>
- (21) Met-Chem, Inc. *¿What is a membrane filter press?* Cleveland, OH, Estados Unidos. <https://metchem.com/what-is-a-membrane-filter-press/>
- (22) O'Neil, M.J. (2006). *The Merck Index - An Encyclopedia of Chemicals, Drugs, and Biologicals*. Whitehouse Station, NJ: Merck and Co., Inc., p. 1176.
- (23) Lide, David R. (2009). *CRC Handbook of Chemistry and Physics*. 90th ed. CRC Press. ISBN 978-1-4200-9084-0. Florida, Estados Unidos.
- (24) Merck KGaA. (2022). *Products, Sigma Aldrich, Palmitic Acid*. Darmstadt, Alemania. <https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/258725?lang=es&region=AR>
- (25) MW Watermark, LLC. (2022). *Filter Press Brochure*. Holland, MI, Estados Unidos. [https://www.mwwatermark.com/wp-content/uploads/MWWdoc/L00001\\_Filter-Press-Brochure.pdf](https://www.mwwatermark.com/wp-content/uploads/MWWdoc/L00001_Filter-Press-Brochure.pdf)
- (26) FLSmidth (2022). *FLSmidth Shriver, Filter Press Products*. Copenhagen, Denmark. [https://flsmidth-prod-cdn.azureedge.net/-/media/brochures/brochures-products/filtration/flsmidth\\_shriverfilterpress\\_brochure.pdf?rev=32873330-2a8b-4886-ae5-5af0f98b20a1](https://flsmidth-prod-cdn.azureedge.net/-/media/brochures/brochures-products/filtration/flsmidth_shriverfilterpress_brochure.pdf?rev=32873330-2a8b-4886-ae5-5af0f98b20a1)
- (27) DZ Filter Press. *Productos, Equipos de filtración para alimentos y bebidas*. Shanghai, China. <http://www.press-filters.com.ar/4-3-automatic-membrane-filter-press.html>
- (28) Takamura, K., Fischer, H., & Morrow, N. R. (2012). *Physical properties of aqueous glycerol solutions*. Journal of Petroleum Science and Engineering, 98-99, 50–60. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2012.09.003>

(29) TLV Compañía especialista en vapor. (2022). *Calculadora: Tabla de vapor sobrecalentado*. Col. Hda. de las Palmas Huixquilucan, México. <https://www.tlv.com/global/LA/calculator/superheated-steam-table.html?advanced=on>

(30) Cao, E. (1983). *Intercambiadores de calor: Operaciones II*. Universidad de Buenos Aires. Buenos Aires, Argentina.

## 4.6 Bibliografía

Berger, R. W. (1952). *Improvements in the Simple Distillation of Fatty Acids by Continuous Methods*. Wurster and Sanger Inc. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 29(3), 81–87. Illinois, Estados Unidos. <https://doi.org/10.1007/BF02648782>

Berger, R., & McPherson, W. (1979). *Fractional distillation*. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 56(11Part1), 743A–744A. <https://doi.org/10.1007/BF02667433>

Castillo, Y. (2010). *Destilación Continua*. Departamento de Operaciones Unitarias y Proyectos. Facultad de Ingeniería. Universidad de Los Andes. Mérida. Venezuela. <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/yoanacastillo/>

Combs, D. L. (1985). Processing for industrial fatty acids-I. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 62(2), 327-330.

Haraldsson, G. (1984). Separation of saturated/unsaturated fatty acids. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 61 (2), 219-222.

Kent, J. A. (2003). *Soap, Fatty acids, Fatty Acids, and Synthetic Detergents*. Riegel's Handbook of Industrial Chemistry, 1098–1140. [https://link.springer.com/referenceworkentry/10.1007/0-387-23816-6\\_27](https://link.springer.com/referenceworkentry/10.1007/0-387-23816-6_27)

Lin, L., Rhee, KC y Koseoglu, SS (1997). Desgomado por membrana a escala de banco de aceite vegetal crudo: optimización de procesos. *Journal of Membrane Science*, 134 (1), 101-108.

MDSM. (2019). *Cristalización método de separación*. Métodos de separación de mezclas. <https://metodosdeseparaciondemezclas.win/cristalizacion-metodo-de-separacion/>

Met-Chem, Inc.(2019). *What is a Membrane Filter Press?*. Met-Chem, Inc. Senney Enterprise Company Ohio, Estados Unidos. <https://metchem.com/what-is-a-membrane-filter-press/>

Mistretta Montoya, A. (2012). *Diseño de una Columna de Destilación para Recuperación de una Sustancia Termosensible*. Escuela de Ingeniería Química. Facultad de Ingeniería. Pontificia Universidad Católica de Valparaíso. Valparaíso, Chile. [http://opac.pucv.cl/pucv\\_txt/txt-3000/UCF3374\\_01.pdf](http://opac.pucv.cl/pucv_txt/txt-3000/UCF3374_01.pdf)

M.W. Watermark. (2017). *Membrane Squeeze Filter Presses and Filter Plates*. M.W. Watermark, L.L.C. Michigan, Estados Unidos. <https://www.mwwatermark.com/membrane-squeeze-filter-presses-and-filter-plates/>

Parzanese, M. (2018). *Cristalización fraccionada: alternativa a las grasas trans*. 56 - Helados y farináceos. Sabores para todo el año. Alimentos Argentinos. Ministerio de Agricultura, Ganadería y Pesca Argentina. <http://www.alimentosargentinos.gob.ar/HomeAlimentos/Publicaciones/revistas/nota.php?id=268>

Sulzer. (2020). *Mellapak™ and MellapakPlus™. Often copied, never equalled*. Products. Sulzer Ltd. Winterthur, Switzerland. <https://www.sulzer.com/en/shared/products/mellapak-and-mellapakplus>

Treybal, R. E., & García Rodríguez, A. (1988). *Operaciones de transferencia de masa*. McGraw-Hill, 858 p. 2da ed.

WFT.SA. (2020). *Filtros prensa*. Welders Filtration Technology. Aalst, Bélgica <https://www.wft.be/es/filtros-prensa/>



# 05

*Equipos  
Auxiliares e  
Integración Energética*

# 5

## Equipos Auxiliares e Integración Energética

### 5.1 Introducción

Si bien los sistemas de reactores y de purificación son los más relevantes para la obtención de los productos, la operación del proceso no sería posible sin el correcto diseño y funcionamiento de los equipos auxiliares. La elección de los mismos queda determinada por cada proceso productivo, siendo, para este caso en particular, aquellos involucrados en el transporte y pretratamiento de las materias primas, los sistemas de impulsión, el acondicionamiento de la presión mediante válvulas o sistemas de vacío, o de la temperatura mediante intercambiadores de calor.

A su vez, a lo largo de la planta existen corrientes con diversas condiciones de temperatura que deben ser enfriadas o calentadas. Estas pueden combinarse intercambiando calor entre ellas en lo que se conoce como integración energética, lo que no sólo permite prescindir del empleo de corrientes auxiliares sino también aprovechar la energía que se encuentra disponible dentro del mismo proceso. Para aquellas corrientes que no sea posible integrar o bien cuyo intercambio deba mantenerse sin fluctuaciones, se recurre a caudales de vapor o agua de enfriamiento según sea necesario. El aporte de dichos caudales es realizado por una caldera o una torre de enfriamiento respectivamente, por lo que debe asegurarse el diseño adecuado de las mismas, en las condiciones requeridas de presión y temperatura.

### 5.2 Equipos auxiliares

#### 5.2.1 Transporte de sólidos

##### 5.2.1.1 Generalidades del equipo

La materia prima, conocida como mucanga, se compone de restos óseos, tejidos y sebo y deberá ser ingresada a la planta por medio de un tornillo sinfín, que la transportará hasta el equipo encargado de su trituración.

El transportador empleado consiste en un eje de acero, solidario a una espiral que gira dentro de un canal y con su movimiento transporta la mucanga. El eje es propulsado por un motor y el acople se produce a través de engranajes o cadenas. Para su diseño debe tenerse presente que la longitud máxima de transporte no debe superar los 30 metros, puesto que más allá de esta distancia los esfuerzos de torsión que se producen son muy elevados. A continuación, en la Figura 5.1, se esquematiza el equipo y la dirección en que circula la materia prima.

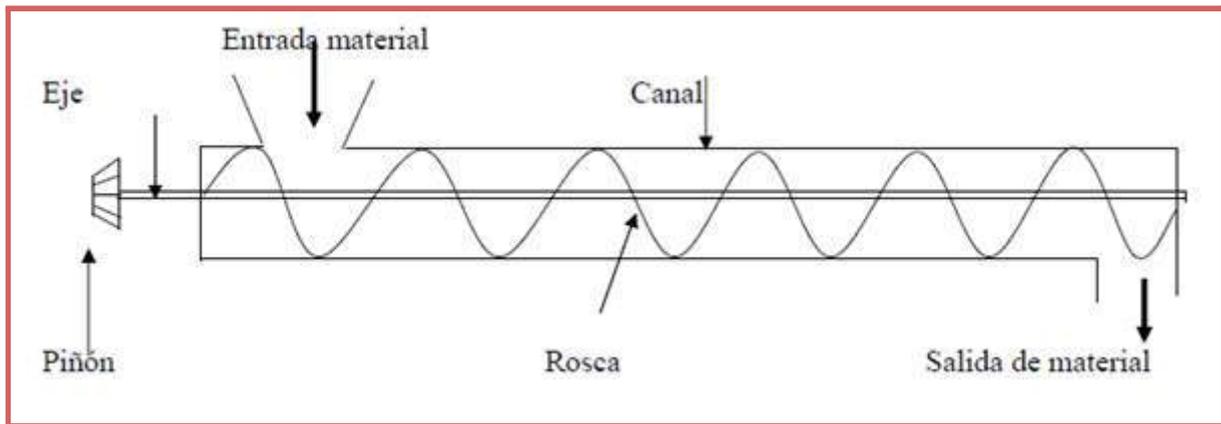


Figura 5.1 - Esquema del equipo de transporte de materia prima.

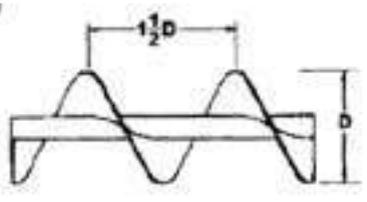
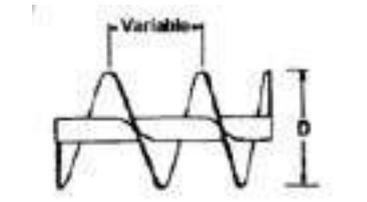
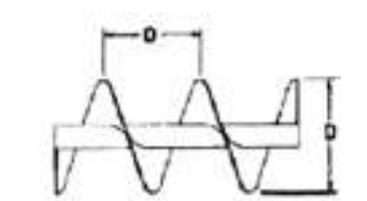
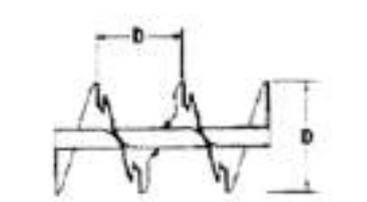
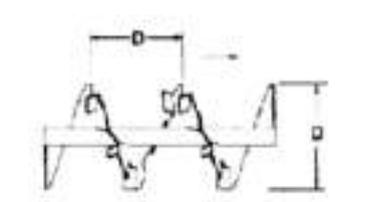
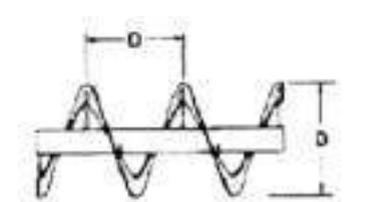
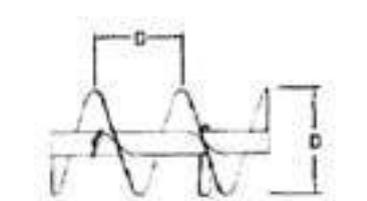
Debe tenerse presente que existen grandes fuerzas de fricción entre el tornillo, sus paredes y la materia prima que se transporta, lo que causa una abrasividad grande y conduce a la trituración del material en tránsito. En este caso esto será beneficioso, puesto que la materia prima es transportada hacia una máquina trituradora con el fin de obtener partículas de tamaño más pequeño y uniforme.

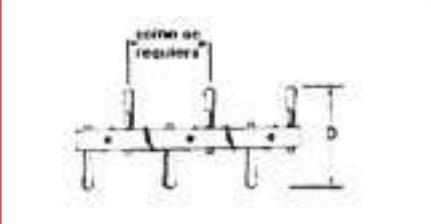
### 5.2.1.2 Selección del paso y tipo de espiral

En cuanto a su clasificación, los equipos disponibles se diferencian por su paso o por la forma de espiral. Con el fin de seleccionar el equipo más adecuado para este proceso, se efectúa la comparación presentada en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1 - Clasificación de transportadores tipo tornillo.

Según su paso		
De paso estándar	Su paso es igual a su diámetro y se emplean para transporte continuo de materiales a granel.	
De paso corto	Su paso se reduce a 2/3 del diámetro del sinfín. Se recomienda su uso en transportadores inclinados 20 grados para controlar la carga del equipo cuando la alimentación no está uniformemente regulada.	
De paso medio	Similares a los de paso corto, excepto que su paso se reduce a 1/2 del diámetro del sinfín. Se emplean para transportar materiales extremadamente fluidos.	

<p>De paso largo</p>	<p>En este caso el paso es <math>3/2</math> del diámetro y se emplea para agitar materiales fluidos o materiales de flujo muy libre.</p>	
<p>De paso variable</p>	<p>Se emplean para mover uniformemente materiales de flujo libre.</p>	
<p>Según su espiral</p>		
<p>Espiras estándares</p>	<p>Se componen de espiras completas y sólidas. Se emplean para el transporte continuo de materiales a granel.</p>	
<p>Espiras recortadas</p>	<p>El borde exterior de los espirales se recorta a intervalos regulares, que permite agitar y mezclar el material que se transporta. Se emplean para materiales que tienden a compactarse formando terrones.</p>	
<p>Espiras recortadas y dobladas</p>	<p>Similar al anterior, pero las secciones cortadas se doblan 90 grados hacia el lado de giro del transportador, generando el retardo del flujo y mezcla de la materia en tránsito. Son útiles para la aireación de sustancias ligeras.</p>	
<p>De cinta</p>	<p>Son excelentes para materiales viscosos o pegajosos, puesto que el espacio abierto entre el borde interior del espiral y el tubo evita la acumulación del material conducido.</p>	
<p>De espiras con paletas</p>	<p>Son similares al estándar, pero llevan paletas ajustables unidas al tubo, que proporcionan una buena mezcla del material que se transporta.</p>	

De paletas	Se componen únicamente por paletas ajustables unidas al eje, pudiendo ajustar el paso según se requiera. Permiten un buen mezclado de materiales granulares finos.	
------------	--	--

En función de esta clasificación, y teniendo presente que la grasa vacuna cuenta con una elevada viscosidad, se emplea un transportador con espiral tipo cinta, con el fin de evitar que el sebo que forma parte de la mucanga se acumule sobre el eje del tornillo.

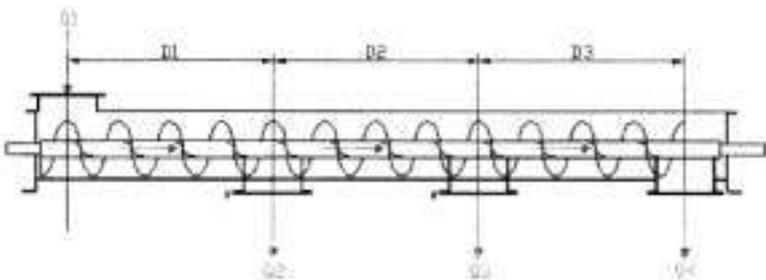
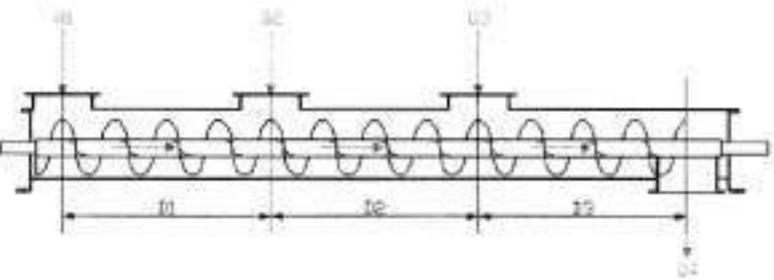
Para la selección del paso, éste deberá ser mayor cuanto más ligero sea el material a transportar. Dado que el paso varía típicamente entre  $1/2 - 3/2$  veces el diámetro de la hélice del tornillo, se propone emplear un paso estándar, igual al diámetro.

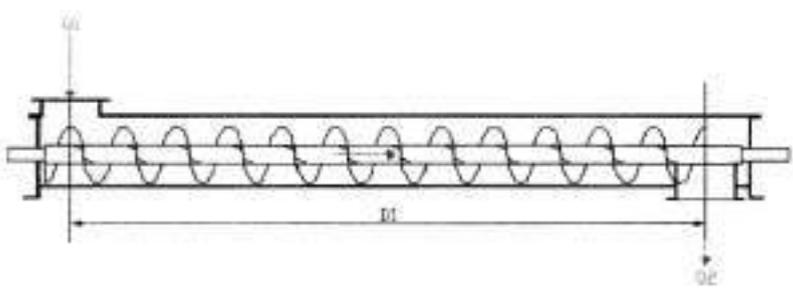
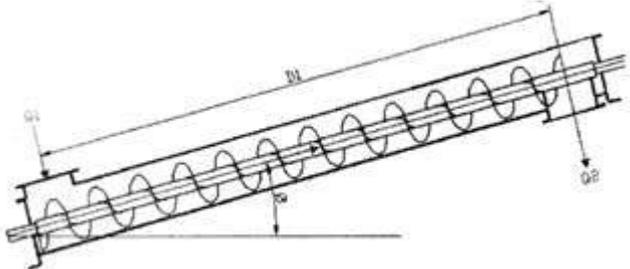
### 5.2.1.3 Selección de la configuración del equipo

Además, para el cálculo y diseño del transportador es necesario definir la trayectoria del recorrido de la materia prima, como así también el número de puntos de carga y descarga de la misma.

Las cuatro configuraciones básicas se presentan a continuación, en la Tabla 5.2.

**Tabla 5.2 - Configuraciones posibles para el sistema de transporte.**

Posición	Entradas	Salidas	Diagrama
Horizontal	1 en el extremo	3	
Horizontal	3	1 en el extremo	

Horizontal	1	1	
Inclinado	1	1	

Para este caso, puesto que la materia prima se alimentará por un único punto y debe desembocar posteriormente a un triturador, la configuración más adecuada será la que se compone de una entrada, una única salida y en un plano inclinado.

### 5.2.1.4 Flujo de material transportado

Desde el punto de vista del diseño, es importante estimar el peso específico del material a transportar, dado que en función del mismo se determinarán tanto el caudal que procesa el equipo como la potencia requerida por el motor que impulsa el eje. En vista de la falta de información referida a la composición exacta de la mucanga, para efectuar un cálculo preliminar del peso específico de la misma, se asumirá que se constituye en partes iguales por sebo y huesos, y su peso específico resultará del promedio entre el peso específico de cada componente, siendo 0,9 ton/m<sup>3</sup> el del sebo vacuno y 1,9 ton/m<sup>3</sup> el de los huesos.

$$P_{E.Mucanga} = \frac{P_{E.Sebo\ vacuno} + P_{E.Hueso\ de\ vaca}}{2}$$

Ecuación 5.1

Mediante la Ecuación 5.1, el peso específico de la mucanga resulta en **1,4 ton/m<sup>3</sup>**.

Según el peso específico aproximado de la materia prima se la puede clasificar conforme a los criterios que figuran en la Tabla 5.3.

Tabla 5.3 - Clasificación de los materiales transportados.

Materiales Clase I	Materiales Clase II	Materiales Clase III	Materiales Clase IV	Materiales Clase V
Materiales pulverulentos, no abrasivos, que fluyen fácilmente y con un peso específico entre 0,4 - 0,7 ton/m <sup>3</sup>	Materiales que se presentan en granos o pequeños tamaños, mezclados en polvo, de naturaleza no abrasiva, que fluyen fácilmente. Su peso específico se sitúa entre 0,6 - 0,8 ton/m <sup>3</sup> .	Materiales semi-abrasivos de pequeño tamaño, mezclados con polvos, con peso específico que se sitúa entre 0,6 - 1,2 ton/m <sup>3</sup> .	Materiales semi-abrasivos o abrasivos, granulares o pequeños tamaños en mezcla con polvos. Son materiales con un peso específico que se sitúa entre 0,8 - 1,6 ton/m <sup>3</sup> .	Materiales abrasivos, troceados o en polvo, como cenizas, cuarzo pulverizado, arena silícea. No es aconsejable emplear transportadores de tornillo sinfín para estos materiales

Así, la materia prima a transportar en este caso se puede clasificar como un material Clase IV en función de su peso específico.

Por otro lado, para definir el diámetro de la hélice del tornillo se deberán tener presentes algunas cuestiones:

- ➔ Los diámetros de hélice típicos para este tipo de equipos van entre 0,1 – 0,6 metros, no siendo recomendable exceder este último valor en ningún caso.
- ➔ Para materiales homogéneos, el diámetro del tornillo será, al menos, 12 veces mayor que el diámetro de los pedazos a transportar.
- ➔ Para materiales heterogéneos, el diámetro del tornillo será 4 veces mayor que el mayor diámetro de los pedazos a transportar.

Puesto que la mucanga se compone de restos óseos, tejidos y sebo, se trata de un material heterogéneo. Asumiendo que el diámetro de los huesos que componen la materia prima rondará los 0,1 metros, se propone que el diámetro de hélice sea de unos **0,4 metros**.

A partir del diámetro del tornillo y la clase de material, siguiendo las indicaciones de la Tabla 5.4 presentada a continuación, es posible determinar la velocidad de giro recomendada para el transportador de tornillo. Como regla general, cuanto mayor sea el peso específico del material, menor será la velocidad de giro recomendada.

Tabla 5.4 - Velocidad máxima recomendada según la clase de material.

Diámetro del tornillo (m)	Velocidad máxima (rpm)				
	Clase I	Clase II	Clase III	Clase IV	Clase V
0,1	180	120	90	70	30
0,2	160	110	80	65	30
0,3	140	100	70	60	25
0,4	120	90	60	55	25
0,5	100	80	50	50	25
0,6	90	75	45	45	25

Para un diámetro de hélice de 0,4 metros, la velocidad de giro recomendada para materiales Clase IV será de **55 rpm**.

Para determinar el caudal material que puede desplazar el transportador deben definirse previamente algunos parámetros:

- ➔ **Área de relleno del canalón:** representa el área que ocupa el material que mueve el transportador y se obtiene mediante la siguiente Ecuación 5.2.

$$S = \lambda \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

Ecuación 5.2

Donde “D” es el diámetro del tornillo transportador y “λ” el coeficiente de relleno, que deberá ser menor que la unidad con objeto de evitar que se produzca amontonamiento del material que dificultará su correcto flujo a lo largo del canalón y se define a partir de la Tabla 5.5 según el tipo de carga.

Tabla 5.5 - Coeficiente de relleno en función del tipo de carga.

Tipo de Carga	Coeficiente de relleno (λ)
Pesada y abrasiva	0,125
Pesada y poco abrasiva	0,25
Ligera y poco abrasiva	0,32
Ligera y no abrasiva	0,4

Puesto que la mucanga se trata de una carga pesada y poco abrasiva, el coeficiente de relleno resulta igual a 0,25. Entonces, calculando mediante la Ecuación 5.2, se obtiene un área de **0,031 m<sup>2</sup>**.

➔ **Velocidad de desplazamiento del transportador:** Se trata de la velocidad con la que se desplaza el material en la dirección longitudinal del eje del tornillo. Depende del paso del tornillo y de su velocidad de giro, y se define por la Ecuación 5.3.

$$v = \frac{p \cdot n}{60}$$

**Ecuación 5.3**

Donde “p” hace referencia al paso de la hélice en metros y “n” es la velocidad de giro del eje del tornillo en rpm. Por lo tanto, la velocidad de desplazamiento del transportador resulta en **0,367 m/s**.

A partir de los dos parámetros calculados – el área de relleno del canalón y la velocidad de desplazamiento del transportador – se puede determinar la capacidad de transporte del tornillo sinfín con la Ecuación 5.4.

$$Q = 3600 \cdot S \cdot v \cdot \rho \cdot i$$

**Ecuación 5.4**

Siendo “ρ” la densidad del material transportado en ton/m<sup>3</sup> e “i” el coeficiente de disminución del flujo de material debido a la inclinación del transportador. El valor de este coeficiente se selecciona conforme a lo establecido en la Tabla 5.6.

**Tabla 5.6 - Coeficiente de disminución del flujo de material según inclinación.**

Inclinación del canalón	0°	5°	10°	15°	20°
Coeficiente “i”	1	0,9	0,8	0,7	0,6

Teniendo presente que se ha seleccionado previamente una configuración inclinada, dentro de las opciones disponibles, se propone que el ángulo de inclinación sea de 20°, que se corresponde con un valor típicamente empleado para estos equipos. De esta manera, se obtiene que la capacidad de transporte del tornillo es de **34,4 ton/h**.

Puesto que se propuso ingresar a la planta un caudal de materia prima de 20 ton/h se verifica que el tornillo diseñado es capaz de trabajar con esta cantidad e incluso ofrece un buen margen en caso de que se ampliase la capacidad de producción a futuro.

### 5.2.1.5 Grupo motriz

La potencia de accionamiento de un transportador de tornillo “N” se puede calcular a partir de la Ecuación 5.5.

$$N = K \cdot L \cdot Q \cdot \rho$$

Ecuación 5.5

Siendo “K” una constante que varía con el peso y a abrasividad del material a transportar, tomando los siguientes valores:

- ➔ Materiales livianos y no abrasivos: 0,018.
- ➔ Materiales pesados y no abrasivos: 0,020.
- ➔ Materiales pesados y abrasivos: 0,024.

Como se ha mencionado antes, la mucanga se trata de un material pesado y no abrasivo, por lo que el valor de la constante “K” será igual a 0,020.

Por otro lado, “L” representa la longitud del equipo a emplear, que como se ha detallado antes no deberá exceder los 30 metros. Si bien esta longitud dependerá de las dimensiones de la planta y la distribución de los equipos, se asumirá que la longitud del tornillo sinfín es de unos 10 metros, con el fin de estimar la potencia aproximada que demandará el equipo.

Entonces, reemplazando en la Ecuación 5.5, el valor que de la potencia de accionamiento de un transportador de tornillo resulta de **9,63 HP**.

## 5.2.2 Trituración de materia prima

Una vez la materia prima es transportada por el tornillo sinfín debe ser descargada dentro de una trituradora, con el fin de obtener partículas más pequeñas y uniformes y facilitar la transferencia de calor en la posterior etapa de cocción.

Para tal fin se ha seleccionado el equipo denominado Precrusher™, diseñado por la empresa Mavitec. Este equipo es capaz de trabajar con unas 25 – 30 toneladas de materia prima por hora, reduciendo su tamaño a partículas de 2,5 centímetros de diámetro, por lo que se ajusta a los requerimientos de este proceso particular.

En la Figura 5.2 se presenta un esquema del equipo mencionado.



Figura 5.2 - Esquema del equipo triturador de mucanga.

Las características más relevantes del equipo seleccionado se detallan a continuación en la Tabla 5.7.

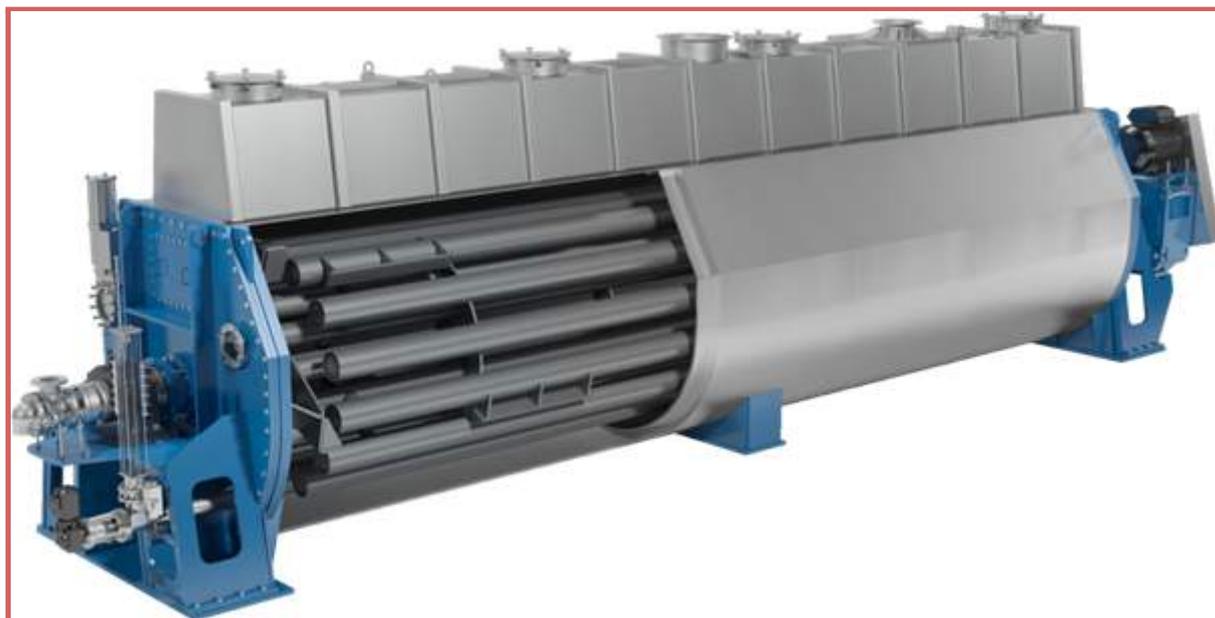
Tabla 5.7 - Características del equipo Precrusher™ 1" (25 mm).

Característica	Detalle
Capacidad aproximada	25 - 30 ton/h
Consumo de potencia	100 HP
Velocidad de rotación	56 rpm
Material	Cuerpo de acero soldado
Tamaño de partículas a la salida	2,5 cm
Boca de alimentación	1,10 m x 1,85 m

### 5.2.3 Cocción de mucanga triturada

Una vez la mucanga ha sido triturada, ingresará a un equipo conocido como melter, con el fin de eliminar la humedad retenida, derretir las grasas y esterilizar la materia prima. El proceso se llevará a cabo entre 133 – 140 °C durante unos 45 – 60 minutos, en un digestor continuo, fabricado por la empresa Haarslev. El mismo será seleccionado en función de su capacidad de evaporación, puesto que en los balances de masa del presente trabajo se ha determinado que se producirán unos 9.800 kg/h de vapores de cocción, y se buscará que el equipo elegido sea capaz de cumplir con esta especificación. Según el catálogo disponible, el modelo adecuado será el CC3200-US, que es capaz de generar un caudal de evaporación de unos 10.000 kg/h.

A continuación, en la Figura 5.3 se presenta un esquema del equipo seleccionado.



**Figura 5.3 - Digestor continuo desarrollado por Haarslev.**

El equipo cuenta con una gran superficie de calentamiento gracias a que se compone de varios tubos calentados con vapor. La mucanga triturada circulará por el interior de los tubos, mientras el vapor lo hará por fuera. El requerimiento típico del equipo, en cuanto a consumo de vapor, es de 10 bar.

A su vez, los tubos se encuentran unidos en su conjunto a un eje de acero al carbono que rota para garantizar una transferencia térmica eficaz.

Cuenta con un control de nivel y temperatura y transmisor de presión diferencial para recircular el sebo y garantizar una cocción óptima, además de un sistema de descarga que ayuda a prevenir bloqueos e interrupciones en la producción. Por otro lado, la temperatura de operación puede ajustarse según los requerimientos del proceso y las especificaciones de la materia prima, por lo que se trata de un equipo relativamente versátil.

En la Tabla 5.8 se detallan las características principales del equipo.

**Tabla 5.8 - Características del equipo digestor CC3200-US.**

Caudal de evaporación de 10.000 kg/h
Temperatura de operación ajustable
Equipo de 15,8 m de longitud
Opera con vapor a 10 bares

## 5.2.4 Tambor rotativo percolador de sebo

Luego del proceso de cocción de mucanga, la corriente que sale del digestor ingresa a un percolador, equipo en el cual se separan los sólidos de la grasa líquida. Particularmente en el dry rendering se emplean percoladores de tambor rotativo y, en este caso, se ha seleccionado el fabricado por Haarslev que permite separar de manera continua los productos antes mencionados.



Figura 5.4 - Tambor rotativo percolador de sebo modelo TR130.

El equipo cuenta con un diseño simple, que consta de un tambor rotativo perforado que permite el paso de los líquidos mientras retiene los sólidos. El sebo que atraviesa las perforaciones se recoge en el fondo y es posteriormente bombeado. Cuenta con boquillas de pulverización internas que ayudan a evitar bloqueos y la descarga de sólidos se encuentra al final del tambor – a la izquierda en la Figura 5.4 –. Posee puertas a ambos lados de la carcasa del tambor para facilitar su limpieza e inspección.

Para seleccionar el equipo adecuado, de la gama ofrecida por Haarslev, se toma como parámetro la capacidad de entrada, que se corresponderá con la suma de sebo recuperado y expeller que fueron detallados en el balance de masa. Así es que el equipo deberá poder procesar 10,2 ton/h de la mezcla de sólidos y sebo. Para tal fin, el equipo adecuado se trata del modelo TR130 del proveedor antes mencionado.

Algunas características particulares del equipo se detallan en la Tabla 5.9.

Tabla 5.9 - Características del equipo percolador TR130.

Capacidad de entrada de 10,0 ton/h
Potencia consumida por el separador 20,11 HP
Equipo de 6,36 m de longitud

### 5.2.5 Prensa de extracción de sebo

Los sólidos que salen del percolador ingresan a una prensa que extrae por presión los restos de sebo remanentes en el sólido y descarga el producto en forma de torta.

La empresa Haarslev ofrece una amplia gama de equipos para tal fin, cuyo parámetro de selección será la salida de sólido seco. De acuerdo a los balances de masa propuestos en este trabajo, se espera una producción de sólido seco de unos 4,56 ton/h, por lo cual el equipo adecuado será el modelo HM6000.

El equipo, que se presenta en la Figura 5.5, consiste en un tornillo cónico, a través del cual pasan los sólidos y comienzan a prensarse contra la carcasa del equipo. El sebo escurre hacia el fondo y un tornillo lo lleva hacia la salida.



Figura 5.5 - Equipo de extracción de sebo HM6000.

Se trata de un equipo relativamente simple que requiere poco mantenimiento y cuenta con un bajo costo de producción.

Puede regularse la velocidad del tornillo de alimentación y cuenta con cuchillas que rompen los sólidos para evitar que se acumulen y giren con el tornillo.

Particularmente, para el equipo HM6000 ofrecido por Haarslev las especificaciones se incluyen en la Tabla 5.10 a continuación.

Tabla 5.10 - Características del equipo de extracción de sebo HM6000.

Capacidad de producción entre 5,6 - 6,9 ton/h
Potencia consumida por el equipo 268,20 HP
Grasa residual en torta entre 9 - 14 %
Equipo de 6,5 m de longitud

## 5.2.6 Bomba de alimentación de sebo para su almacenamiento

Para impulsar el sebo fundido hacia el tanque de almacenamiento se emplea una bomba centrífuga con tornillo de alimentación, diseñada por Haarslev para bombear grasa animal licuada de alta viscosidad. Es muy duradera y resistente al desgaste mecánico.

La bomba deberá impulsar unos 5,64 ton/h de sebo, cuya densidad es de 0,9 ton/m<sup>3</sup>, por lo cual el caudal volumétrico a impulsar es de 6,27 m<sup>3</sup>/h. La bomba AS-7.5 diseñada por Haarslev puede manejar una capacidad de hasta 18 m<sup>3</sup>/h con lo cual cumple los requerimientos necesarios para este proceso particular.

El consumo de potencia de esta bomba es de 5,36 HP para el caudal volumétrico de diseño.

En la Figura 5.6 se presenta un esquema del equipo descrito anteriormente.

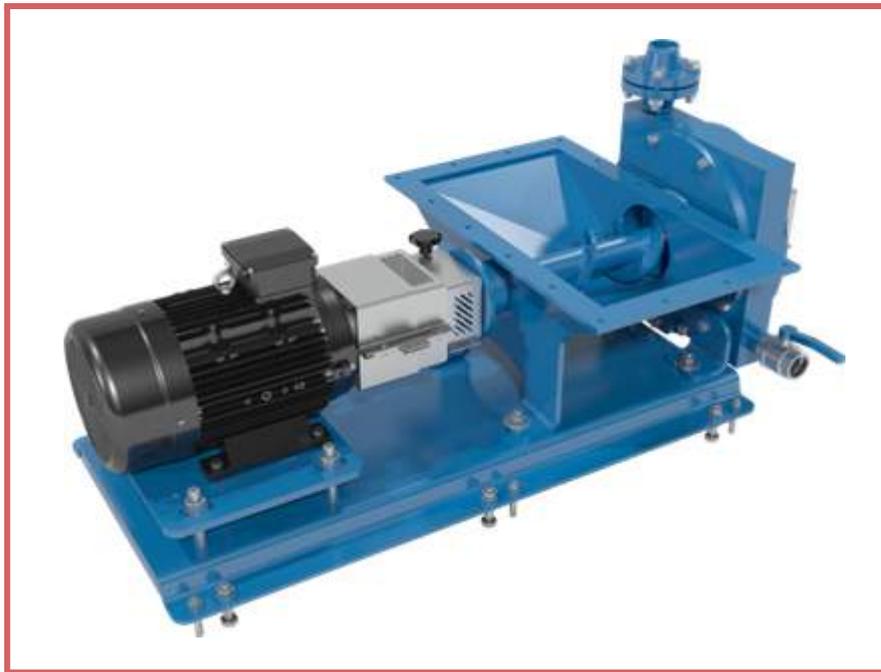


Figura 5.6 - Bomba de alimentación de sebo.

## 5.2.7 Trituradora de sólido prensado

Luego de la etapa de prensado y secado de los sólidos que acompañaban el sebo, la torta es enviada a una trituradora, que reduce el tamaño de las partículas de harina una vez que ha sido extraída la grasa retenida puesto que se propone comercializar el expeller como subproducto del proceso.

El equipo ofrecido por la empresa Haarslev cuenta con una plataforma sobre la cual se coloca un molino de martillos y un ventilador extractor que hace circular el aire por el sistema y mantiene fresco el producto a la vez que evacúa el polvo formado hacia un filtro. Cuenta con limpieza automática y funciona a baja temperatura.

En la Figura 5.7 se presenta un esquema del equipo. Particularmente se toma como parámetro de selección la producción de expeller esperado, que en este caso es de 4,56 ton/h para lo cual es ideal el modelo HM800 ofrecido por Haarslev en su catálogo.

El motor que acompaña el equipo HM800 tendrá un consumo de entre 73,76 – 147,51 HP.



Figura 5.7 - Equipo HM800 para triturar torta seca.

## 5.2.8 Silos para almacenamiento de expeller

Para conocer el tamaño de los silos que almacenarán el expeller antes de su salida de la planta debe determinarse cuántos días de stock se contarán para cubrir las necesidades del mercado sin incurrir en problemas de abastecimiento de los clientes.

Frecuentemente se considera un stock de producto equivalente a 30 días de producción cuando no se cuentan con datos suficientes para mejorar esta estimación. Sin embargo, si se tiene en cuenta el costo económico asociado al almacenamiento de la materia prima, puesto que se trata de producto que aún no se paga, lo cual inmoviliza capital que podría ser utilizado en otras actividades de la empresa, a la vez que se debe costear el mantenimiento de los espacios de almacenamiento, en términos de iluminación y mano de obra. Por todo esto se decide contar con un stock de expeller equivalente a 15 días de producción.

Si se producen 4,56 ton/h de expeller, la cantidad correspondiente a 15 días será de unas 1.641,6 toneladas de producto.



Figura 5.8 - Silos de almacenamiento de expeller.

### 5.2.9 Bomba de alimentación de sebo al reactor de hidrólisis

El sebo debe ser alimentado al reactor de hidrólisis por una bomba de émbolo de alta presión, conocida como “high pressure plunger pump” de acuerdo al proceso descrito por Barnebey et. al. Este tipo de bombas son de desplazamiento positivo, por lo que entregarán un caudal constante, independientemente de las características del sistema donde esté instalada, puesto que el caudal de líquido de cada embolada será siempre el mismo al trabajar el motor a velocidad constante. Debido a que en este caso se debe bombear el sebo vacuno a alta presión hacia el reactor de hidrólisis, este tipo de bombas resultan ser las más adecuadas.

En la Tabla 5.11 se resumen las características del fluido que deberá ser impulsado por la bomba.

Tabla 5.11 - Condiciones y requerimientos de la corriente que ingresa a la bomba.

Temperatura	130 °C
Caudal másico	4,426 ton/h
Densidad	0,85 ton/m <sup>3</sup>
Caudal volumétrico	5,21 m <sup>3</sup> /h
Presión de descarga	5 MPa

El equipo seleccionado es fabricado por la empresa RONO, de cuyo catálogo se ha seleccionado el modelo RHP 2-70T. En la Figura 5.9 puede observarse un esquema del equipo.



Figura 5.9 - Bomba de émbolo de alta presión modelo RHP 2-70T.

La bomba cuenta con un sistema de tres pistones y ha sido diseñada específicamente para transportar grasas comestibles. Cuenta con un variador de frecuencia que permitirá ajustar la velocidad de giro del motor con el fin de regular el caudal que la bomba entrega, para cumplir con los requisitos del proceso.

Las características del equipo seleccionado se presentan en la Tabla 5.12.

Tabla 5.12 - Características de la bomba RHP 2-70T.

Rango de caudal volumétrico	1,6 - 8,0 m <sup>3</sup> /h
Máxima presión de operación	7 MPa
Consumo de potencia del motor	29,5 HP

### 5.2.10 Bomba de alimentación de sebo al reactor de glicerólisis

El sebo debe ser alimentado al reactor de glicerólisis en las condiciones que se detallan a continuación, en la Tabla 5.13, según los requerimientos particulares del proceso.

Tabla 5.13 - Condiciones y requerimientos de la corriente que ingresa a la bomba.

Temperatura	130 °C
Caudal másico	1,088 ton/h
Densidad	0,85 ton/m <sup>3</sup>
Caudal volumétrico	1,28 m <sup>3</sup> /h
Presión de descarga	0,1 MPa

En este caso no se poseen datos bibliográficos de las bombas comúnmente empleadas en esta parte del proceso, por lo cual se procederá a su selección, analizando en primera instancia cuales son las bombas que se ajustan a los requerimientos de caudal y presión de operación a partir de la información que se observa en la Figura 5.10.

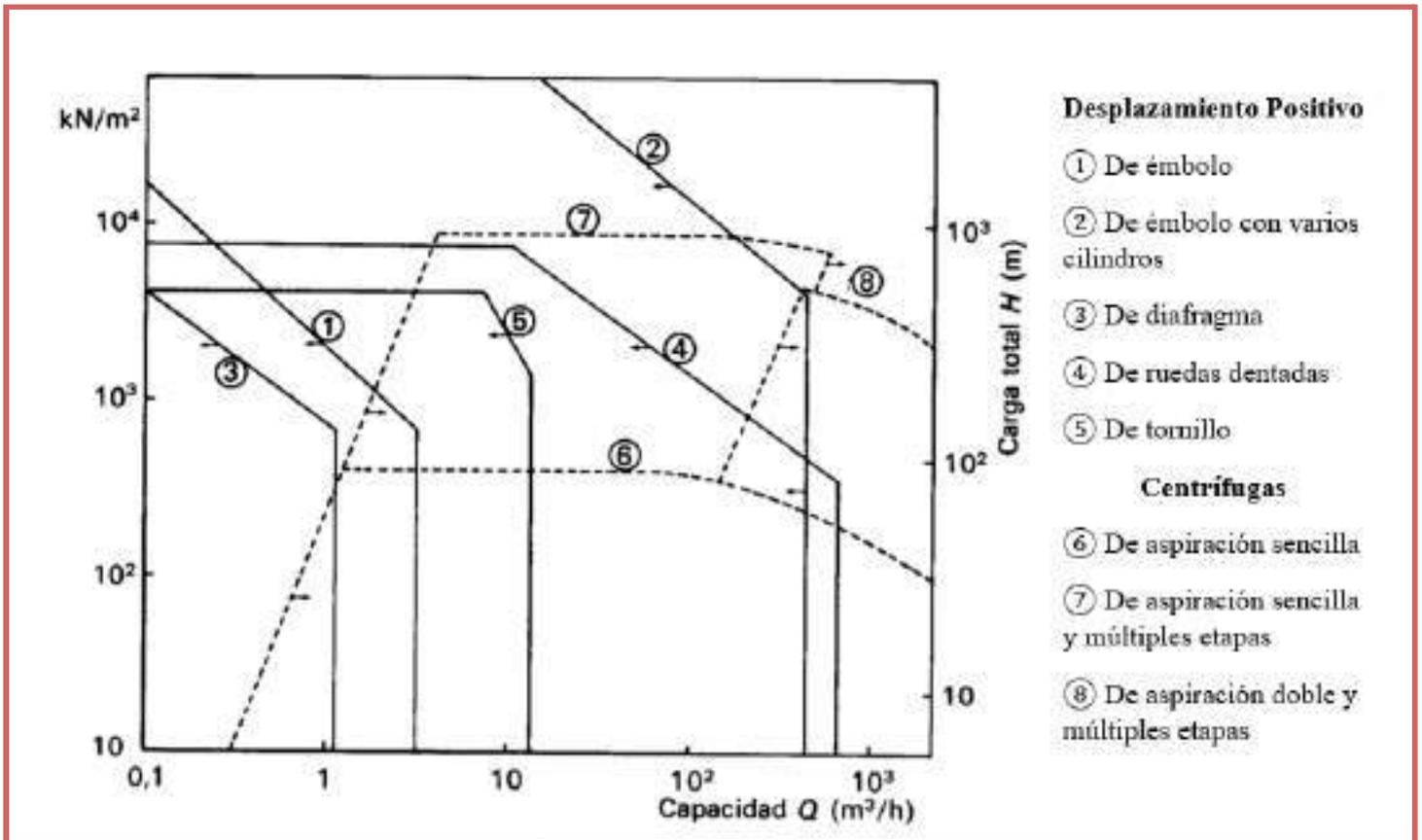


Figura 5.10 - Gráfica comparativa de diversos tipos de bombas.

Para presiones de 0,1 MPa ( $10^2$  kN/m<sup>2</sup> según el gráfico presentado) y para el caudal de operación de 2,01 m<sup>3</sup>/h pueden seleccionarse bombas centrífugas o de desplazamiento positivo por igual. Es por esto que la selección del tipo de bomba dependerá de las propiedades particulares del fluido a transportar, que se presentan en la Tabla 5.14.

Tabla 5.14 - Características relevantes del fluido a transportar.

Viscosidad 3,19 cp a 130 °C
Sin presencia de sólidos abrasivos
Propiedades lubricantes

Puesto que se trata de un fluido viscoso, con propiedades lubricantes y sin contenido de sólidos abrasivos se determina que la bomba más conveniente será de desplazamiento positivo. Particularmente, las bombas rotativas de engranajes, fabricadas por la empresa Drotec se ajustan muy bien para el transporte de líquidos viscosos, limpios y con poder lubricante.

Se ha seleccionado del catálogo de Drotec el modelo GP25-35, una bomba compuesta por dos engranajes, uno conductor y otro conducido, que proveen un flujo constante sin pulsaciones. Además, cuenta con características autocebantes, por lo que no es necesario colocar válvulas de retención aguas arriba del equipo. En la Figura 5.11 se presenta un esquema de la bomba seleccionada, con algunas de sus características.

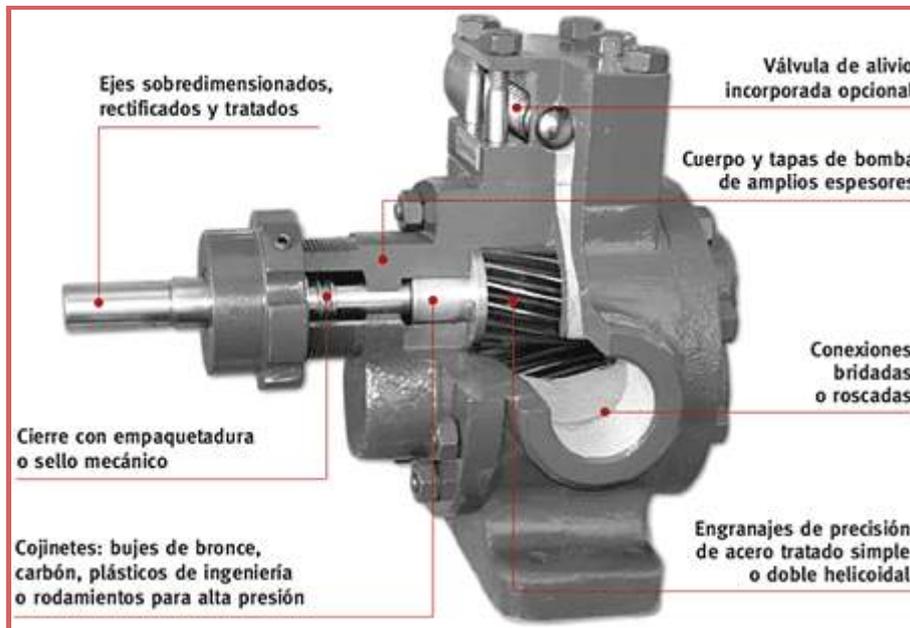


Figura 5.11 - Esquema de la bomba seleccionada con sus características principales.

En la Tabla 5.15 se incluyen las características particulares del modelo GP25-35.

Tabla 5.15 - Características de la bomba GP25-35.

Velocidad de rotación	1000 rpm		
Presión de descarga	0,5 MPa	1 MPa	1,5 MPa
Caudal volumétrico	1,40 m <sup>3</sup> /h	1,35 m <sup>3</sup> /h	1,30 m <sup>3</sup> /h
Potencia recomendada	0,75 - 1,5 kW		
Material	Acero Inoxidable AISI 316		
Rango de temperatura	-50 - 250 °C		

A su vez, la bomba permite operar a una velocidad de rotación de 1500 rpm, alcanzando caudales mayores para las presiones de descarga detalladas en la Tabla 5.15, aunque con un mayor consumo de potencia. Esto permitiría modificar en cierto rango caudal entregado por la bomba en caso de que fuese necesario incrementar el nivel de producción.

### 5.2.11 Bomba de alimentación de agua a torre Colgate Emery

El agua que se alimenta a la torre donde se lleva a cabo el proceso de hidrólisis deberá ser bombeada, al igual que el sebo, por medio de una bomba de émbolo de alta presión o “high pressure plunger pump”. Por las características del fluido a transportar se bombea a una presión de descarga de 5 MPa, como indica el proceso, y la temperatura de la corriente queda establecida por las condiciones de la mezcla de agua que ingresa al reactor, igual a 94 °C.

La empresa Cat Pumps ofrece una amplia variedad de bombas tipo émbolo de alta presión que pueden alcanzar temperaturas máximas de 95 °C. Tomando esto en cuenta, el caudal molar de agua líquida que se alimenta al reactor es de 1.911,6 kg/h (de acuerdo a los requerimientos de agua calculados en la Sección 3.2.3.3), que se corresponde con unos 1,98 m³/h si se asume que la densidad del agua es de 962,31 kg/m³ a 94 °C y presión atmosférica.

Se ha seleccionado la bomba provista por Cat Pumps, modelo 1541.44101 (acero inoxidable), cuyo esquema se presenta en la Figura 5.12.



Figura 5.12 - Bomba tipo plunger pump modelo 1541.44101.

La máxima presión de descarga alcanza los 7 MPa, con un caudal volumétrico de 10,2 m³/h. Sus piezas están construidas de acero inoxidable 316.

Para calcular la potencia consumida por la bomba se emplea la siguiente Ecuación 5.6.

$$Pot_{hidráulica} = \Delta H \cdot Q_{volumétrico} \cdot \rho_{agua} \cdot g$$

Ecuación 5.6

El valor de “ΔH” se determina como la diferencia entre la presión de descarga y la presión de succión, expresada en metros de columna de agua (500 m), y “g” hace referencia a la aceleración de la gravedad. La potencia hidráulica así calculada, da igual a **2.646,35 W**.

Para calcular la potencia consumida por la bomba se debe afectar la potencia hidráulica por la eficiencia del equipo. Ante la falta de curvas que permitan estimar el valor de eficiencia adecuado se asume que será del 50%.

$$Pot_{absorbida} = \frac{Pot_{hidráulica}}{\eta} \quad \text{Ecuación 5.7}$$

Mediante la Ecuación 5.7, resulta un valor para la potencia absorbida por la bomba de **5.292,71 W**.

### 5.2.12 Diseño del sistema de vacío

La columna de destilación del proceso de purificación de ácidos grasos trabaja en condiciones de vacío (1 kPa). A partir de la Tabla 4.16, se determinó que para alcanzar dicho valor de presión es necesaria la instalación de un sistema de vacío que conste de tres eyectores, los cuales emplean vapor de agua como fluido motriz. Para poder definir el caudal de vapor necesario, si es conveniente la utilización de condensadores intermedios y el caudal de agua de refrigeración que requieren, se debe llevar a cabo un análisis que permita el diseño adecuado del sistema de eyección. Los puntos más importantes a ser considerados son:

- ➔ Caudales de fluidos involucrados
  - Fluido de succión:
    - ➔ Caudal de succión,  $W_o$  (kg/h)
    - ➔ Presión de succión,  $p_o$  (presión absoluta) (bar)
    - ➔ Temperatura,  $T_o$  (°C)
    - ➔ Presión de descarga,  $p$  (presión absoluta) bar
  - Fluido motriz
    - ➔ Presión,  $p_1$  (presión absoluta) (bar)
    - ➔ Temperatura (°C)
  - Fluido de refrigeración
    - ➔ Temperatura (°C)
    - ➔ Presión disponible (bar)
- ➔ Configuración del sistema
- ➔ Tipo de condensación
- ➔ Materiales de construcción

### 5.2.12.1 Caudales de fluidos involucrados

#### 5.2.12.1.1 Fluido de succión

Para poder definir el caudal de vapor necesario y la configuración del sistema de eyección se debe determinar el caudal de gases a ser removidos del equipo, en este caso la columna de destilación. El gas principal a succionar es el aire, el cual se filtra al proceso desde la atmósfera a través de pequeñas aperturas. Cuanto menor sea la presión del sistema por debajo de la atmosférica, dichos orificios presentarán un comportamiento similar a conductos de relación largo/diámetro relativamente grandes.

De acuerdo a lo estipulado por Walas en su libro (1), la velocidad de filtración de aire en equipos comerciales puede calcularse mediante la Ecuación 5.8.

$$W_{aire} = k.V^{2/3} \quad \text{Ecuación 5.8}$$

Siendo  $W_{aire}$  caudal del aire en lb/h,  $V$  el volumen del sistema en  $ft^3$  y el coeficiente  $k$  es una función de la presión del proceso de acuerdo a la Tabla 5.16 a continuación.

**Tabla 5.16 - Coeficiente para la velocidad de filtración de aire en equipos. (1)**

Presión (Torr)	k
Menores a 1	0,0254
1-3	0,0508
3-20	0,0825
20-90	0,146
Mayores a 90	0,194

Dado que el vacío a realizar es de 1kPa, es decir 7,5 Torr, el valor utilizado para el coeficiente  $k$ , es de 0,0825.

Para un diseño conservador, el cálculo del caudal másico debe ser suplementado por valores de infiltraciones de acuerdo al equipo del proceso. Walas recomienda sumar 1 lb/h (1) en equipos con sellos mecánicos que trabajan con alto vacío. Además, se debe aplicar un factor de corrección de temperatura, de acuerdo al valor de temperatura del equipo. Para el aire este factor se obtiene mediante la Ecuación 5.9.

$$f_T = 1 - 0,00024.(T - 70) \quad \text{Ecuación 5.9}$$

Siendo “T” la temperatura de la columna de destilación en °F. De esta manera, el caudal másico de aire a succionar se calcula a partir de la Ecuación 5.10.

$$W_{\text{aire}} = k.V^{2/3}.f_T$$

Ecuación 5.10

En la Tabla 5.17 se pueden observar los valores de cada variable y el resultado del caudal de aire que debe ser retirado de la columna.

Tabla 5.17 - Valores de variables para la Ecuación 5.10.

Variable	Valor
k	0,0825
V (ft <sup>3</sup> )	547,59
T (°F)	392
f <sub>T</sub>	0,92
W <sub>aire</sub> (lb/h)	6,02

### 5.2.12.1.2 Configuración del sistema de vacío

Una vez establecido el valor de caudal a succionar, se debe evaluar si entre las etapas de eyección es conveniente la utilización de condensadores. Para ello, se debe tener en cuenta que el agua proveniente de la torre de enfriamiento a utilizar en los intercambiadores tiene un valor de temperatura de 24,5 °C y que la temperatura del vapor a condensar debe ser mayor a dicho valor para que sea recomendable la instalación de los mismos.

Las presiones de salida de cada eyector pueden ser estimadas asumiendo que la relación de compresión es la misma en cada etapa, con la succión del primer eyector a la presión de vacío del sistema (1 kPa) y la descarga del último eyector a presión atmosférica. Al tratarse de un sistema multietapas, de acuerdo a Walas (1) el cálculo de dicha relación se puede expresar de acuerdo a la Ecuación 5.11.

$$R = \left( \frac{P_d}{P_0} \right)^{1/n}$$

Ecuación 5.11

Donde:

- ➔ R: relación de compresión.
- ➔ P<sub>d</sub>: presión de descarga del último eyector (1,01 bar)
- ➔ P<sub>0</sub>: presión de succión (0,01 bar)
- ➔ n: número de eyectores del sistema, en este caso, 3.

Entonces, resulta 4,66 para el sistema de vacío analizado, y si se divide la presión atmosférica por este valor, se obtiene la presión de salida del eyector 2. Luego, si se continúa dividiendo se puede encontrar la presión de salida de cada etapa. Los valores de temperatura de las etapas 1 y 2 son los correspondientes a las presiones de dichas etapas, extraídos de tablas de vapor. En la Tabla 5.18 se observan los resultados obtenidos.

Tabla 5.18 - Presiones y temperaturas de cada etapa del sistema de vacío.

Etapa	Presión (bar)	Temperatura de burbuja (°C)
0	0,01	
1	0,05	45,77
2	0,22	66,98
3	1,01	

La temperatura del agua de enfriamiento (24.5°C) se encuentra por debajo de las temperaturas estimadas del vapor de salida a las presiones de trabajo de las etapas 1 y 2, por lo tanto es recomendado emplear condensadores intermedios entre el eyector 1 y 2, y entre el 2 y 3. De esta manera, al condensar parte del caudal que sale del eyector, se necesita menos caudal de vapor (fluido motriz) en el siguiente eyector, dado que ingresa un menor caudal de succión.

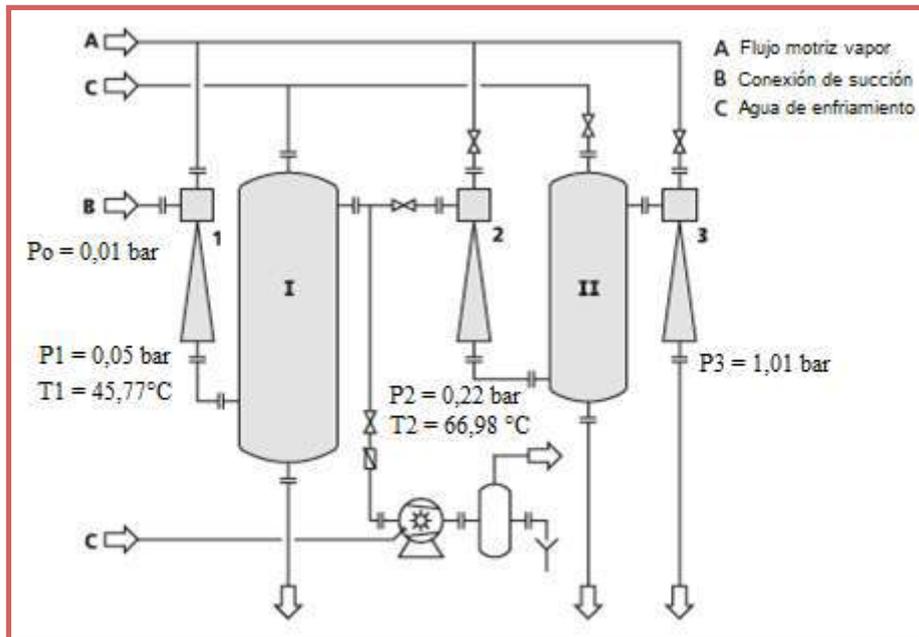


Figura 5.13 - Esquema de sistema de eyección de tres etapas con dos intercondensadores. (2)

### 5.2.12.1.3 Fluido motriz

Al establecer la configuración del sistema y conociendo la presión de succión (0,01 bar, o bien 7,5 mmHg), es posible determinar el caudal de vapor necesario utilizando el gráfico de la Figura 5.14. En el mismo Worthington Corp.(1), utilizó una presión de vapor de 100 psig y una temperatura de agua de 85 °F

para fijar los requerimientos de vapor de los eyectores a distintos niveles de presión con el número de etapas y condensadores intermedios apropiados.

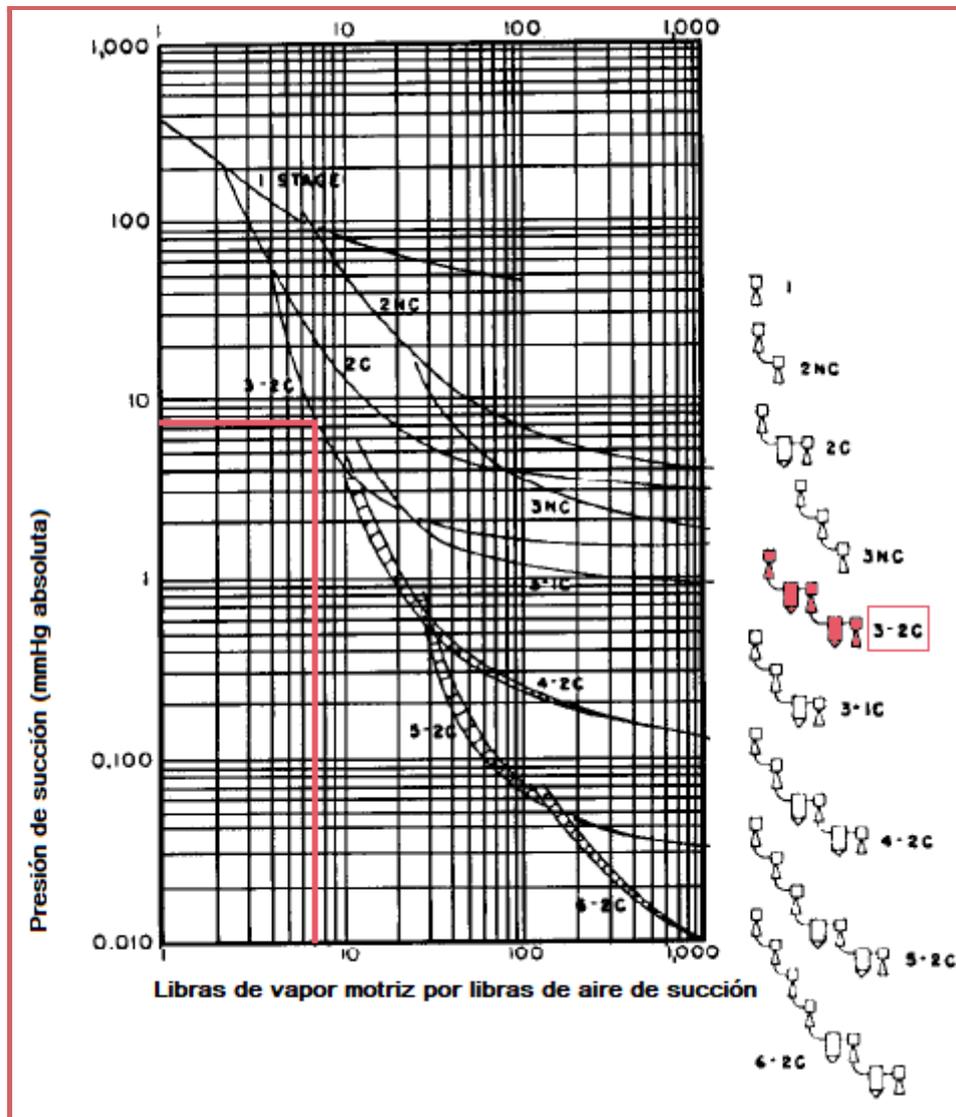


Figura 5.14 - Requerimientos de vapor del sistema de vacío a distintos niveles de presión. (1)

De esta manera, se establece que se necesitan 7 lb por cada libra de aire succionado. Este valor debe multiplicarse por el caudal de aire establecido anteriormente, y además debe aplicarse un factor de corrección de 0,8 (1) dado que se decide emplear vapor de agua a 200 psig, para que la caída de presión en la válvula reductora no sea tan grande. Teniendo esto en cuenta, el caudal de vapor necesario en el sistema de vacío resulta 74, 29 kg/h.

#### 5.2.12.1.4 Fluido de refrigeración

Dado que se desconoce el caudal de vapor que ingresa a cada condensador, se decide establecer un caudal de agua de enfriamiento aproximado a partir del caudal total de vapor que se emplea en el sistema. Para ello, se tiene en cuenta que a 13,79 bares (200 psig), el vapor presenta una temperatura de 194,33 °C que se obtiene interpolando de tabla para vapor saturado. A su vez, mediante el mismo procedimiento y para

dichos valores de temperatura y presión, se calcula que la entalpía de vapor saturado es 2787,32 kJ/kg ( $H_v$ ) y la de líquido es 826,89 kJ/kg ( $H_l$ ) (3). Además, el agua de refrigeración tiene una temperatura de 24,5 °C ( $T_i$ ) y su  $C_p$  es 4,18 kJ/kg.K. Por último, al regresar a la torre de enfriamiento el agua no debe superar los 40 °C, por lo que se establece este valor como temperatura de salida ( $T_f$ ). El caudal de agua total necesario para los intercondensadores se calcula con la Ecuación 5.12.

$$W_{\text{vapor}} \cdot (H_v - H_l) = W_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua}}} \cdot (T_f - T_i)$$

Ecuación 5.12

Entonces, resulta que es necesario un caudal de agua de refrigeración de 2247,87 kg/h.

### 5.2.12.2 Tipo de condensación

Los condensadores a utilizar entre las etapas de eyección pueden ser de tipo mezcla o de superficie. Al utilizar condensadores de mezcla, el fluido de proceso entra en contacto directo con el agua de enfriamiento. Este tipo de intercambiadores son relativamente insensibles a las incrustaciones y son, por lo tanto, fiables en su funcionamiento. Sin embargo, no se recomiendan para la extracción de gases solubles en agua, dado que al entrar en contacto con el agua fría tiene lugar la formación de componentes indeseables. En esos casos, sólo pueden utilizarse los condensadores de superficie.

Además, los condensadores de mezcla son simples en diseño y por ello, más baratos que los de superficie. Pueden ser construidos de materiales anti corrosión y, generalmente, requieren menor cantidad de agua de enfriamiento que los de superficie.

Por otro lado, los condensadores de superficie presentan la ventaja de mantener separado el fluido del proceso del agua de enfriamiento, y por lo tanto no permiten el contacto o mezcla del condensado con el agua utilizada. En ellos, el fluido de proceso puede ir por los tubos o la coraza, y el agua por la coraza o los tubos, respectivamente, permitiendo así la separación. Debido a esto, el condensado puede ser recuperado en un estado puro a la salida del intercambiador.

En el caso particular de este sistema, el fluido que ingresa al condensador es una mezcla de vapor y aire. El aire presenta una solubilidad baja en agua, especialmente a altas temperaturas y no es necesario mantener los fluidos separados dado que se trata de aire, agua y vapor de agua. Entonces, teniendo en cuenta las ventajas que este tipo de intercambiador presenta, se decide que el empleo de condensadores de mezcla es el más conveniente en este proceso.

### 5.2.12.3 Materiales de construcción

Los eyectores son habitualmente fabricados del mismo material o de uno igualmente resistente que el que se emplea en la construcción del equipo sobre el cual debe generar vacío (2). Los materiales que se utilizan con mayor frecuencia son el acero y el acero inoxidable. Dado que el seleccionado para la construcción de la columna de destilación fue acero inoxidable de grado AISI 316L, se establece que es conveniente su utilización en el sistema de vacío, tanto en eyectores como en condensadores.

Por lo tanto, el sistema de vacío seleccionado para este proceso cuenta con las características presentes en la Tabla 5.19.

Tabla 5.19 - Características del sistema de vacío por eyección del proceso.

Característica	Fluido	Caudal (kg/h)	Temperatura (°C)	Presión (bar)
Fluido de succión	Aire	13,27	200	0,01
Fluido Motriz	Vapor de agua	74,29	194,33	13,79
Fluido refrigerante	Agua	2247,87	24,5	1,01
Configuración	3 eyectores en serie			
	2 condensadores intermedios de mezcla			
Material de construcción	Acero Inoxidable AISI 316L			

### 5.2.13 Válvulas principales

El control de presión, es probablemente la variable más medida y controlada en la industria. Los cambios de presión necesarios en distintos puntos de la planta implican la implementación de equipos o accesorios adecuados. Tal es el caso de las válvulas reductoras de presión, que tienen su aplicación típica en sistemas donde la presión es elevada. Estas son válvulas de control de fluidos, cuya función principal es la de reducir la presión de entrada al sistema (aguas arriba) a un valor fijo y constante de salida (aguas abajo), independientemente de las variaciones de presión de entrada o de caudal en la línea.

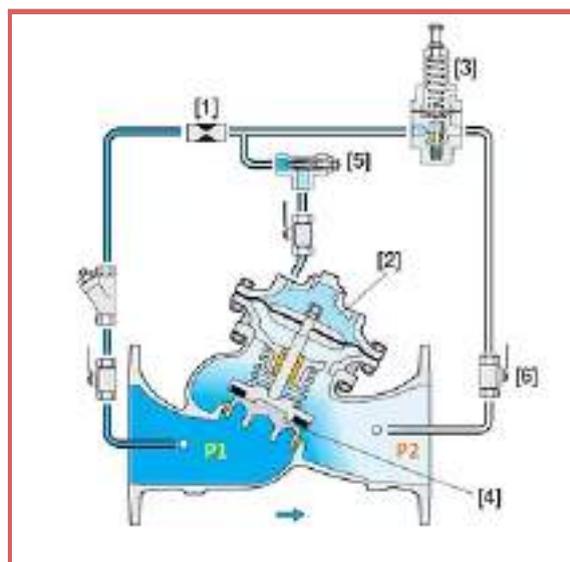


Figura 5.15 - Diagrama de corte de una válvula reductora de presión. (4)

En la Figura 5.15 se observa un corte de una válvula reductora de presión con sus distintas partes, donde:

- [1] restricción, que facilita la apertura de la válvula
- [2] cámara superior
- [3] piloto, que comanda la operación de la válvula
- [4] disco con su asiento, que producen el cierre de la válvula
- [5] válvula aguja, que acelera o lentifica el cierre de la válvula, restringiendo el flujo de agua hacia la cámara superior (no restringe el flujo en sentido contrario)
- [6] válvula de seccionamiento manual, ubicada aguas abajo de la válvula, que cuando se cierra, comanda el cierre de la válvula principal.

La válvula reductora de presión, se cerrará cuando la presión aguas arriba de la válvula P1 sea transmitida íntegramente y de forma completa a la cámara superior [2], esto se puede lograr cerrando la válvula manual [6] ubicada sobre el circuito de control entre el piloto y P2. Cuando la válvula se encuentra en operación, el piloto [3] percibe las variaciones de presión aguas abajo (P2) y actúa abriendo o cerrando herméticamente según estas variaciones. El piloto controla la acumulación de presión en la cámara superior obligando a la válvula principal a modular a una posición intermedia para mantener el valor de presión P2 establecido y regulado en el piloto.

Este tipo de válvulas pueden utilizarse tanto para gases como para líquidos de proceso, y se aplican principalmente para vapor de agua. Normalmente, los procesos que requieren vapor, lo necesitan a presiones más bajas que la que tiene en la caldera. Un control eficaz exige una válvula automática que pueda reducir la presión de manera precisa, fiable y a un costo adecuado para la aplicación.

Los requerimientos del proceso en análisis implican grandes variaciones en la presión de trabajo en cada equipo. Por un lado, el reactor de hidrólisis opera a 50 bares, mientras que las corrientes de salida del mismo deben ingresar a diversos equipos con presiones de trabajo cercanas a la atmosférica o bien de vacío.

Por otro lado, el vapor producido por la caldera tiene una presión de 48 bares. Sin embargo, en el evaporador del proceso de purificación de glicerol, y en los eyectores del sistema de vacío de la columna de destilación de ácidos grasos, es conveniente emplear vapor a una presión menor de acuerdo a los requerimientos de cada equipo.

Para estas aplicaciones, detalladas en la Tabla 5.20, en las cuales la presión debe reducirse desde 50 y 48 bares respectivamente, se decide emplear una válvula reductora de presión Spirax Sarco Pilot Operated DP143H (5).

Tabla 5.20 - Corrientes de proceso que reducen su presión.

Corriente	Presión (bar)		Temperatura (°C)		Caudal (kg/h)
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	
Vapor (Caldera al Evaporador)	48	40	262,60	249,20	2633
Vapor (Caldera a Eyectores)	48	13,79	262,60	194,33	74,29
Ácidos (Reactor de Hidrólisis al Destilador Flash 1)	50	4	260	197	5219,34
Ácidos (Destilador Flash 1 al Destilador Flash 2)	4	1,50	197	170,10	4692,15
Glicerol-Agua (Reactor de Hidrólisis al Destilador Flash)	50	1,01	260	100,70	3107,66

Esta válvula es adecuada para diversos caudales de proceso como vapor, gases o líquidos industriales, con temperaturas de hasta 350 °C. Está diseñada para reducir desde presiones muy altas a presiones muy bajas (rango 0,2 a 60 bares g), independientemente del valor de presión de entrada o variaciones del caudal, y es ideal para grandes capacidades. Además está construida de acero inoxidable 316 como se observa en la Figura 5.16. (5)



Figura 5.16 - Válvula Spirax Sarco DPI43H (5).

## 5.2.14 Condensador y rehervidor de la columna de destilación

Tanto el condensador como el rehervidor de la columna de destilación, diseñada en el Capítulo 4, requieren del empleo de agua de enfriamiento o vapor vivo, dependiendo el caso, para asegurar que tenga lugar la transferencia de calor estipulada sin variaciones. Debido a esto último, las corrientes de proceso que ingresan en estos equipos no serán tomadas en cuenta para la integración energética, por lo que es posible calcular, en este punto, la demanda de corrientes auxiliares de cada equipo sin afectar el análisis Pinch.

### 5.2.14.1 Selección y diseño del condensador

Un condensador es un intercambiador de calor latente que convierte el vapor en estado líquido, también conocido como fase de transición. Teniendo en cuenta el medio al cual se lo expone para lograr dicho intercambio, el cual puede ser aire, por medio de ventiladores (aerocondensadores) o bien, agua, como en este caso, proveniente de la torre de enfriamiento. De acuerdo al tipo de arreglo, área de intercambio de calor, y de otras características, existen diversos tipos de condensadores como los de tubo y coraza, doble tubo, compactos, entre otros. Los condensadores de tubo y coraza se pueden clasificar según su geometría y lugar donde se condensa el fluido, de la siguiente forma:

- ➔ **Condensadores horizontales en la coraza:** el fluido que va a ser condensado circula por fuera de los tubos. No se recomienda para la condensación total. Tienen una alta caída de presión, sin embargo, la caída de presión puede controlarse utilizando diferentes tipos de carcazas, además el nivel de ensuciamiento se mantiene bajo.
- ➔ **Condensadores verticales en la coraza:** la condensación ocurre fuera de los tubos. Son poco usados como condensadores en el tope, en cambio son mayormente empleados como rehervidores. La coraza puede tener baffles. Como ventajas presenta bajo consumo de agua o fluido refrigerante y su mantenimiento no requiere detener el proceso.
- ➔ **Condensadores horizontales en los tubos:** la condensación tiene lugar dentro de los tubos. Algunos ejemplos son los condensadores de aire y los condensadores-rehervidores horizontales. Por lo general se diseñan en un arreglo de un solo paso de tubos, o tubo en U. Son muy poco usados en arreglos multipaso. Este tipo de condensador, es útil cuando se trata de fluidos, que causan problemas por ensuciamiento o corrosión.
- ➔ **Condensadores verticales en los tubos (Flujo ascendente):** la condensación sucede dentro de los tubos. Es usado en los condensadores parciales, donde pequeñas cantidades de vapor ascienden mientras que el condensado desciende por gravedad. La principal desventaja ocurre cuando la velocidad del vapor ascendente impide el descenso del condensado.
- ➔ **Condensadores verticales en los tubos (Flujo descendente):** la condensación ocurre dentro de los tubos. El coeficiente de transferencia de calor resulta más elevado que si la condensación sucediera fuera de los tubos. Presentan ventajas en el caso de mezclas multicomponentes, si la caída de presión se encuentra entre los límites establecidos. Este arreglo es popular en la industria química.

En este caso se utilizarán intercambiadores de tubo y coraza en posición horizontal, con condensación en la coraza. Si bien estos no se recomiendan para la condensación total, en equipos de gran tamaño (como los que se utilizan en las torres de destilación) se muestra una diferencia significativa entre uno vertical y uno horizontal con respecto al coeficiente de transferencia de calor. Es decir, debido a que dicho coeficiente depende del largo del equipo, a mayor longitud, menor capa de condensado, menor resistencia a la transferencia de calor. Por lo que dicha característica, en este caso, prevalece ante la desventaja.

Antes de iniciar los cálculos para el diseño del condensador, se debe tener el problema referente al destilado bien definido, es decir, se deben conocer las composiciones de los productos que salen por el tope y la presión de operación de la columna. En general, la caída de presión en el condensador es despreciable, y se trabaja a la misma presión de la torre.

Las composiciones de la corriente de proceso (caudal de 3.560,98 kg/h), que ingresa al condensador ubicado a la salida de la columna de destilación, de ahora en más “Condensador 1”, se detallan en la Tabla 5.21.

**Tabla 5.21 - Fracciones másicas de la corriente de entrada al Condensador 1.**

Compuestos	Fracción másica
Ácido esteárico	0,2064
Ácido oleico	0,4503
Ácido palmítico	0,3267
Diglicéridos (DG)	0,0005
Monoglicéridos (MG)	0,0154
Triglicéridos (TG)	0,0007

A partir de los datos antes proporcionados, se extrae de la bibliografía el coeficiente global de transferencia de calor (U) (6). Teniendo en cuenta los compuestos involucrados se toma el promedio entre los valores de coeficientes globales sugeridos en bibliografía.

Conociendo el calor a intercambiar en el condensador, que se obtiene de la simulación de la columna con el software Unisim, se calcula el caudal de agua de enfriamiento necesario para lograr el cambio de estado de la corriente de proceso de acuerdo a la Ecuación 5.13.

$$Q = m_{agua} \cdot Cp_{agua\ líquida} \cdot \Delta T$$

**Ecuación 5.13**

La diferencia de temperatura involucrada en la ecuación corresponderá a la del agua de enfriamiento entre la entrada y la salida del equipo.

Para estimar el área requerida se emplean las Ecuaciones 5.14 y 5.15, que se presentan a continuación.

$$Q = U \cdot A \cdot DTML \quad \text{Ecuación 5.14}$$

$$DTML = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2}\right)} \quad \text{Ecuación 5.15}$$

El término “DTML” hace referencia a la diferencia media logarítmica entre las corrientes involucradas en el proceso. “T<sub>1</sub>” representa la temperatura de ingreso de la corriente a enfriar y “T<sub>2</sub>” su temperatura de salida del equipo. “t<sub>1</sub>” será la temperatura de ingreso de la corriente de agua de enfriamiento, mientras “t<sub>2</sub>” la temperatura de egreso de dicha corriente.

Los datos empleados en la determinación del área de intercambio requerida por el equipo se consignan en la Tabla 5.22.

Tabla 5.22 - Datos del Condensador 1.

Corriente caliente		Corriente fría	
Caudal	3560,98 kg/h	Caudal	23.133,95 kg/h
Temperatura de entrada (T <sub>1</sub> )	103,3 °C	Temperatura de entrada (t <sub>1</sub> )	24,5°C
Temperatura de salida (T <sub>2</sub> )	103,3 °C	Temperatura de salida (t <sub>2</sub> )	40°C
		Capacidad calorífica (kJ/kg °C)	4,186 kJ/kg.°C
Coeficiente global de transferencia de calor		825 W/m <sup>2</sup> .K	
Calor intercambiado		416,94 kW	
Delta de temperatura medio logarítmico		70,77 °C	
Área		7,14 m <sup>2</sup>	

### 5.2.14.2 Selección y diseño del rehervidor

Los rehervidores son intercambiadores de calor que se encuentran conectados a la base de las columnas de destilación y proporcionan el calor necesario para que la operación tenga lugar, calentando el líquido que se encuentra en el fondo del equipo.

Para destilación a pequeña escala, como puede ser el caso de plantas piloto, es posible emplear camisas que cubran el fondo de la torre o bien un intercambiador de calor tubular interno. Sin embargo, en este último caso, la limpieza del equipo requiere la detención del proceso de destilación.

Para operaciones a mayor escala, como es el caso del presente trabajo, se emplean rehervidores externos que por lo general son intercambiadores de tubo y coraza. A continuación se listan las diferentes configuraciones disponibles.

- ➔ **Rehervidor tipo Kettle:** el fluido de calentamiento circula por el interior de los tubos, mientras la ebullición ocurre en la coraza. Los equipos poseen un espacio extra en la coraza, conocido como “domo”, donde se produce la separación del líquido y el vapor, de modo que este último retorna a la torre mientras el líquido en equilibrio sale del rehervidor como producto de fondo. En la Figura 5.17 se presenta un esquema del equipo mencionado.

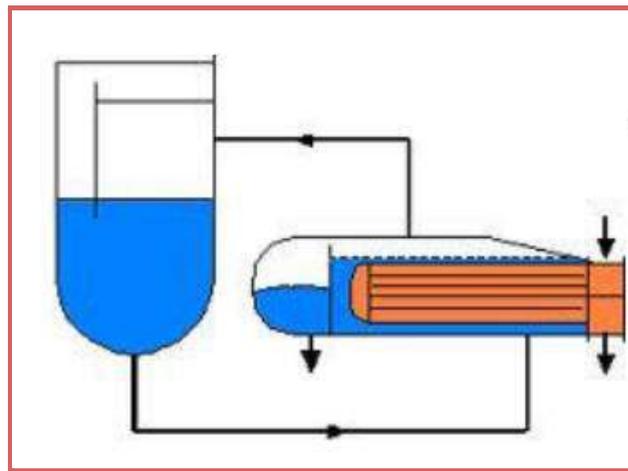


Figura 5.17 - Rehervidor tipo Kettle.

En la Tabla 5.23 se incluye una comparación de las ventajas y desventajas de este tipo de rehervidor.

Tabla 5.23 - Comparativa de ventajas y desventajas del rehervidor tipo Kettle.

Ventajas	Desventajas
Proporciona otro plato teórico	Requiere más tubos y más espacio
Fácil mantenimiento y limpieza	Alto costo
Puede trabajar con fluidos de viscosidad superior a 0,5 cp	No apto para fluidos que puedan generar ensuciamiento
Fácil de controlar	Tiende a degradar algunos fluidos por su alto tiempo de residencia

Se prefiere su utilización cuando se opera en presiones de vacío.

➔ **Rehervidor tipo termosifón vertical:** es el más utilizado en procesos de destilación. También se trata de un intercambiador de tubo y coraza, pero con una configuración vertical. El fluido de calefacción circula por fuera de los tubos, en contracorriente con el fluido a evaporar, que se transporta por el interior de los tubos. La salida de los tubos retorna a la torre como una mezcla de líquido y vapor, que se separa en el espacio que existe en el fondo de la columna, por debajo del último plato.

Presentan dos formas de circulación:

- ▶ **Directa:** el líquido del último plato de la torre se envía directamente al rehervidor donde se vaporiza parcialmente y la mezcla líquido-vapor que retorna a la torre se separa en el fondo de la columna. El producto de fondo está constituido por el líquido que se obtiene en el termosifón, que está en equilibrio con el vapor generado. El rehervidor se comporta como un plato teórico.
- ▶ **Circulación natural:** el líquido del último plato de la torre se mezcla con el líquido procedente del rehervidor en el fondo de la columna, de manera que tanto el fondo de la destilación como el líquido que se recircula al rehervidor están constituidos por esta mezcla. Es por esto que este tipo de rehervidores no constituyen un plato teórico, dado que el producto de fondo de la columna es una mezcla que no está en equilibrio con el vapor generado por el reboiler.

En la Figura 5.18 y 5.19 se presentan los esquemas de los rehervidores mencionados anteriormente.

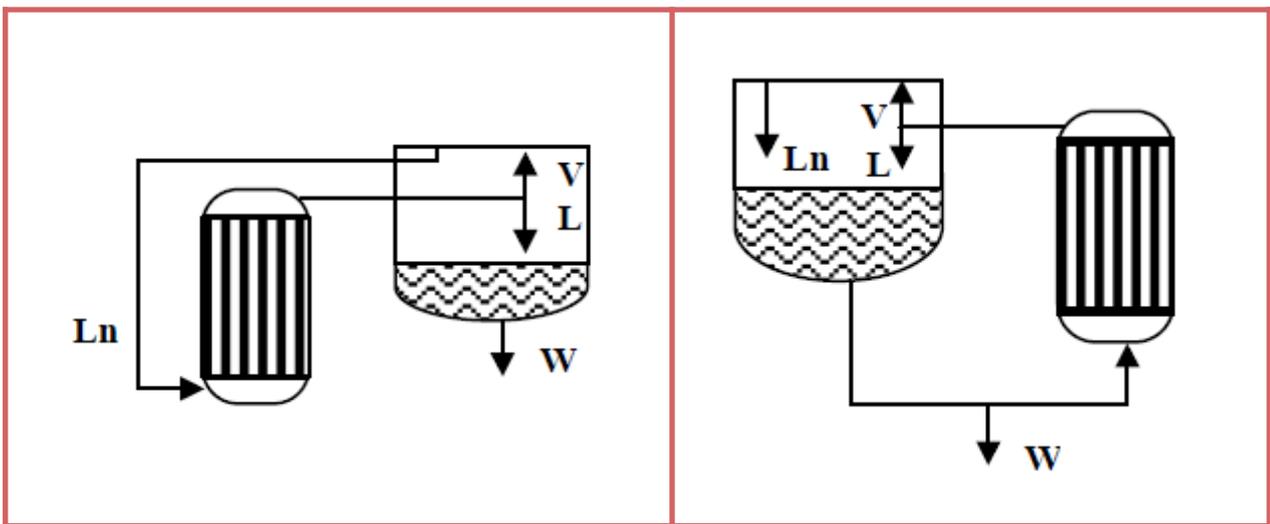


Figura 5.18 - Termosifón vertical con circulación directa

Figura 5.19 - Termosifón vertical con circulación natural

En la Tabla 5.24 se presenta la comparación entre las ventajas y desventajas de este tipo de equipos.

Tabla 5.24 - Comparativa de ventajas y desventajas del rehervidor tipo termosifón vertical.

Ventajas	Desventajas
<b>Termosifón vertical directo</b>	
Proporciona un plato teórico	Difícil de mantener
Entubado sencillo y compacto	
No se ensucia fácilmente	
Menor costo que el Kettle	Control relativamente complejo
Tiempos de residencia bajos en la zona de calentamiento	
<b>Termosifón vertical de circulación natural</b>	
Buen control	No es un plato teórico
Entubado sencillo y compacto	Un nivel de líquido demasiado alto puede causar la reducción de la capacidad del reboiler
Menor costo que el Kettle	Se ensucia con facilidad
	Difícil mantenimiento

➔ **Rehervidor tipo termosifón horizontal:** el fluido de calentamiento circula por el interior de los tubos mientras que la ebullición ocurre en la coraza, al igual que en el Kettle. Sin embargo, no posee espacio extra para la separación, de manera que retorna a la torre una mezcla de líquido y vapor que se separa una vez que ingresa a la columna, por debajo del último plato.

En las Figuras 5.20 y 5.21 se incluyen los diagramas del equipo mencionado, donde puede observarse que los hay de circulación directa o de circulación natural, dependiendo del punto en que se toma el líquido que ingresa al intercambiador.

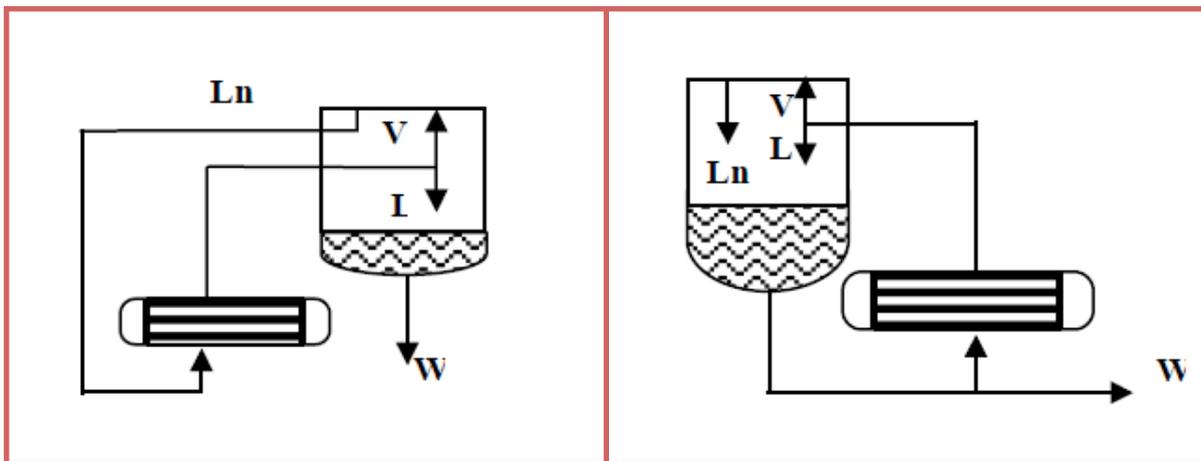


Figura 5.20 - Termosifón horizontal con circulación directa

Figura 5.21 - Termosifón horizontal con circulación natural

En la Tabla 5.25 se incluyen las ventajas y desventajas de ambos tipos de rehervidores tipo termosifón horizontal.

**Tabla 5.25 - Comparativa de ventajas y desventajas del rehervidor tipo termosifón horizontal.**

Termosifón horizontal directo	
Ventajas	Desventajas
Proporciona otro plato teórico	Requiere control moderado
No se ensucia fácilmente	
Fácil mantenimiento	
Menos costoso que el Kettle	
Menor caída de presión que los termosifones verticales	
Termosifón horizontal de circulación natural	
Ventajas	Desventajas
Fácil mantenimiento	No es un plato teórico
Menos costoso que el Kettle	Más espacio ocupado y más tubos necesarios en relación al termosifón vertical
Menor caída de presión que los termosifones verticales	Se ensucia con mayor facilidad que el termosifón vertical

Se emplea especialmente cuando el fluido de calentamiento tiene tendencia al ensuciamiento o bien cuando se requiere un área de transferencia grande y es difícil lograrlo con un termosifón vertical.

Ahora bien, a la hora de seleccionar el tipo de rehervidor más adecuado, se descarta en principio el rehervidor tipo Kettle, dado que sus características particulares no justifican su mayor costo, en comparación con los rehervidores tipo termosifón.

Por otro lado, al analizar las ventajas comparativas entre el rehervidor tipo termosifón horizontal de circulación directa frente al vertical se decide seleccionar el primero de estos. Si bien ambos aportan un plato teórico y no se ensucian con facilidad, el primero de ellos cuenta con un control más sencillo, una menor caída de presión y es de fácil mantenimiento. Tomando en cuenta que estas últimas variables mencionadas disminuyen los costos operativos, se decide seleccionar un rehervidor horizontal de circulación directa.

Con respecto al diseño del mismo, se debe tener en cuenta, en primer instancia las composiciones de la corriente de proceso involucrada (corriente fría), que cuenta con un caudal de 6.225,65 kg/h, es por eso que se detalla en la Tabla 5.26 los valores que se extraen del Unisim Design.

Tabla 5.26 - Fracciones másicas de la corriente de entrada al Rehervidor 1.

Compuestos	Fracción másica
Diglicéridos (DG)	0,3742
Monoglicéridos (MG)	0,3698
Triglicéridos (TG)	0,2560

Se calcula la cantidad de vapor a emplear, conociendo el calor a intercambiar (Q) que se obtiene de la simulación de las torres de destilación. a partir de la siguiente Ecuación 5.16.

$$Q = m_{agua} \cdot \lambda_{vaporización} \quad \text{Ecuación 5.16}$$

Luego, con las ecuaciones 5.14 y 5.15 ya presentadas es posible calcular el área necesaria para la transferencia de calor en el equipo. Teniendo en cuenta que en este caso, “t<sub>1</sub>” será la temperatura de ingreso de la corriente cuya temperatura desea elevarse; y el coeficiente global de transferencia de calor (U) que se extrae de bibliografía (6), según los componentes mayoritarios que conforman cada corriente de intercambio. Los datos empleados en la determinación de dicha área y los resultados obtenidos se encuentran en la Tabla 5.27.

Tabla 5.27 - Datos del Rehervidor 1.

Corriente caliente		Corriente fría	
Caudal	646,48 kg/h	Caudal	6225,65 kg/h
Temperatura de entrada (T <sub>1</sub> )	262,7 °C	Temperatura de entrada (t <sub>1</sub> )	224,7°C
Temperatura de salida (T <sub>2</sub> )	262,7 °C	Temperatura de salida (t <sub>2</sub> )	227,1 °C
Calor latente del vapor	1717 kJ/kg	Capacidad calorífica (kJ/kg °C)	15,58 kJ/kg.°C
Coeficiente global de transferencia de calor	525 W/m².K		
Calor intercambiado	308,33 kW		
Delta de temperatura medio logarítmico	36,77 °C		
Área	15,97 m²		

## 5.3 Integración energética

En la industria, muchos procesos involucran la transferencia de calor. Actualmente la crisis energética alrededor del mundo ha llevado a buscar en cualquier diseño de proceso industrial la máxima recuperación de calor dentro del mismo proceso y la minimización de servicios auxiliares.

En este sentido, el análisis Pinch es un método que permite optimizar la recuperación energética en un proceso químico-industrial, con el objetivo de minimizar la inversión de capital de una red de intercambio de calor.

El ahorro de servicios auxiliares de calentamiento y/o enfriamiento permite mejorar la economía en la empresa. Para ello se propone analizar los requerimientos energéticos de las corrientes del proceso, de tal manera que los intercambios de calor se suministren en su mayor parte por la planta y el consumo de servicios adicionales sean los mínimos requeridos. Esto puede generar un número adicional de intercambiadores de calor, sin embargo, el ahorro de los costos energéticos en la mayoría de los casos compensa los gastos producidos por la compra de equipos (7).

Para el análisis Pinch se calculan los cambios de entalpía en las corrientes que pasan por los intercambiadores de calor con los que cuenta teóricamente la planta antes de la integración energética.

Se debe tener presente que en un intercambiador de calor, una corriente caliente no puede ser enfriada por debajo de la temperatura de entrada de la corriente fría, así como tampoco una corriente fría puede calentarse por arriba de la temperatura de entrada de la corriente caliente.

En la práctica, una corriente caliente sólo puede ser enfriada a una temperatura definida por el acercamiento mínimo de temperaturas del intercambiador. Esto es la mínima diferencia térmica en los perfiles de temperatura de las corrientes para el intercambiador de calor. En el análisis Pinch, el  $\Delta T_{\min}$  es llamado “punto Pinch” o “condición Pinch”, que define la fuerza motriz mínima permitida en un intercambiador de calor.

Cuando se selecciona el  $\Delta T_{\min}$  correcto, se fija la posición relativa de las curvas compuestas. El  $\Delta T_{\min}$  se observa normalmente en un solo punto, entre las corrientes calientes y frías, por lo tanto en punto Pinch es único para cada proceso (8). Al emplear múltiples servicios auxiliares, pueden aparecer múltiples puntos Pinch en la red. De todos ellos, sólo uno es el punto Pinch verdadero, y el resto son puntos pseudo Pinch (9).

### 5.3.1 Análisis Pinch

#### 5.3.1.1 Identificación de corrientes frías y calientes

En la Tabla 5.37, se presentan las corrientes del proceso que deben intercambiar calor. Las corrientes calientes que se simbolizan con la letra “C” son las que deben enfriarse, mientras que las corrientes frías que se simbolizan con la letra “F” son las corrientes que deben calentarse. En la Figura 5.22 se presenta un esquema que permite una rápida visualización de las corrientes de proceso que serán tomadas en cuenta en el análisis Pinch y sus respectivas temperaturas se incluyen en la Tabla 5.28.

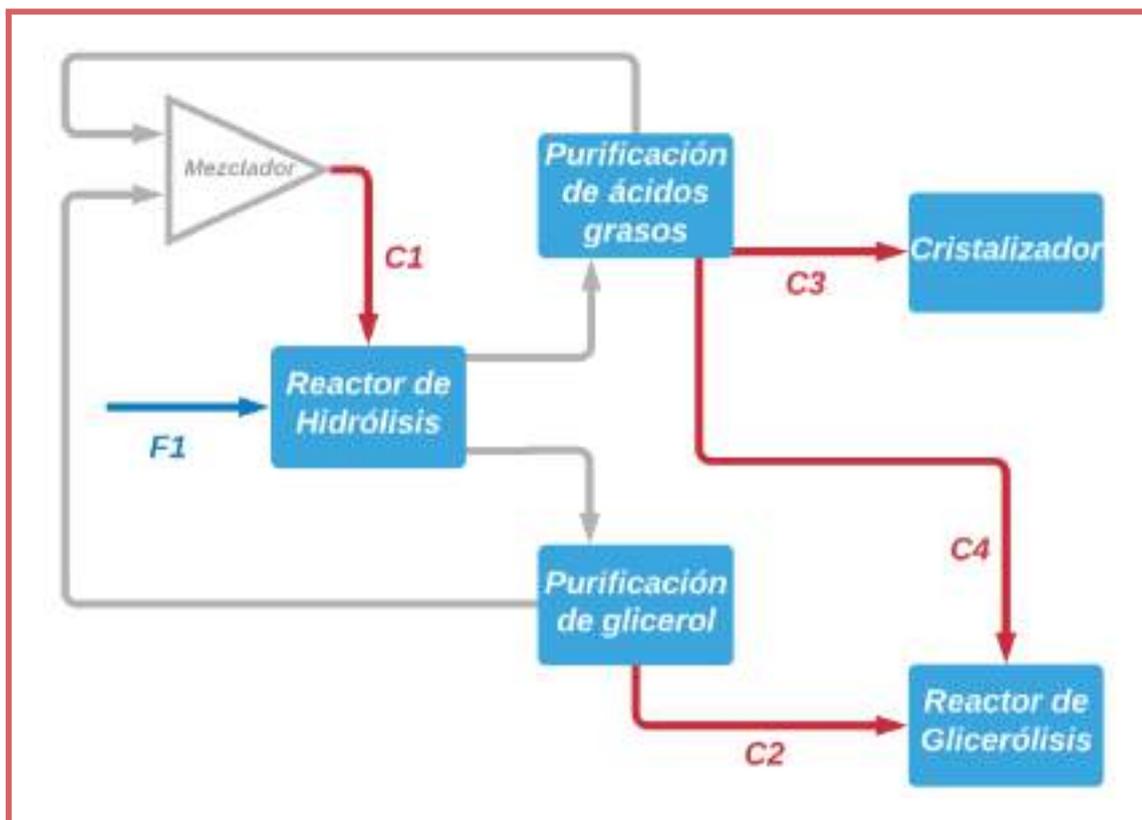


Figura 5.22 - Diagrama que permite identificar las corrientes involucradas en el análisis Pinch.

En la Tabla 5.28 se detallan las temperaturas de entrada y salida de cada una de las corrientes que se incluyen en la integración energética.

Tabla 5.28 - Corrientes de proceso con intercambio de calor.

Corriente	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)	ID
Calentamiento de sebo	50	130	F1
Enfriamiento de agua	138,3	94	C1
Enfriamiento de glicerol	139,8	130	C2
Enfriamiento de ácidos grasos	103,3	56	C3
Enfriamiento de glicéridos	227,1	130	C4

### 5.3.1.2 Curvas compuestas

Las curvas compuestas son perfiles de temperatura y entalpía que muestran la disponibilidad de calor (curva compuesta caliente) y la demanda de éste en el proceso (curva compuesta fría) en un gráfico. Para que exista intercambio de calor, la curva compuesta caliente debe estar por encima de la curva compuesta fría.

Para saber cómo es el comportamiento de las corrientes en conjunto se combinan en rangos dados de temperatura. Estos rangos son aquellos en donde coinciden varias corrientes calientes o frías. Las corrientes calientes se combinan para formar la curva compuesta caliente, y las corrientes frías para formar la curva compuesta fría. En la Tabla 5.29 se muestra cómo quedan distribuidas las corrientes para los distintos intervalos de temperatura.

**Tabla 5.29 - Rangos de temperatura de corrientes de proceso.**

Rango de temperatura (°C)	Corrientes frías	Corrientes calientes
50 - 56	F1	-
56 - 94	F1	C3
94 - 103,3	F1	C1 - C3
103,3 - 130	F1	C1
130 - 138,3	-	C1 - C2 - C4
138,3 - 139,8	-	C2 - C4
139,8 - 227,1	-	C4

Para construir las curvas compuestas combinadas, se deben seguir los siguientes pasos:

- 1) dividir todas las corrientes del proceso en frías - a ser calentadas - y calientes - a ser enfriadas -;
- 2) dividir el problema en rangos de temperatura y calcular la capacidad calorífica de cada grupo de corrientes en cada rango;
- 3) construir una curva de temperatura “T” en función de la entalpía “H” para corrientes frías y calientes – en cada intervalo de T, la curva es una recta de pendiente  $C_p^{-1}$  –;
- 4) una vez construidas las curvas, se superponen las mismas en un único gráfico, y se desplazan horizontalmente de modo de que haya un valor mínimo determinado de diferencia de temperatura en el punto de máxima aproximación entre las curvas.

En la Tabla 5.30, se presentan los datos necesarios para construir las curvas.

**Tabla 5.30 - Variables relevantes en el método Pinch.**

Corriente	Caudal másico (kg/h)	Capacidad calorífica (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kW)
F1	5.514,00	1,58	193,60
C1	1.911,60	-	- 1.253,33
C2	258,05	10,88	- 7,64
C3	3.358,75	2,34	- 103,26
C4	934,92	-	- 60,60

Los valores negativos o positivos del delta de entalpía dependen de la dirección del flujo de calor - si entra o sale de la corriente -, pero se utilizan de forma positiva para el análisis. Se realiza el análisis del punto Pinch mediante la herramienta *Online Pinch Analysis Tool* (10), ingresando los valores de temperaturas de entrada y salida de cada corriente, y el valor de la variación de entalpía que poseen.

Para el caso de la capacidad calorífica de cada corriente, se utilizó el promedio entre la temperatura mínima y máxima que cada corriente alcanzaba.

Particularmente, en el caso de la corriente "C1", puesto que parte de ella se encuentra inicialmente vaporizada, su entalpía se calculó haciendo uso del simulador UniSim Design R390.1. De igual manera se ha empleado esta herramienta para simplificar los cálculos para la corriente C4.

Con la ayuda de un estimador se obtiene el gráfico de las curvas compuestas que se presenta en la Figura 5.23, a partir de los datos que se ingresan de la Tabla 5.30.

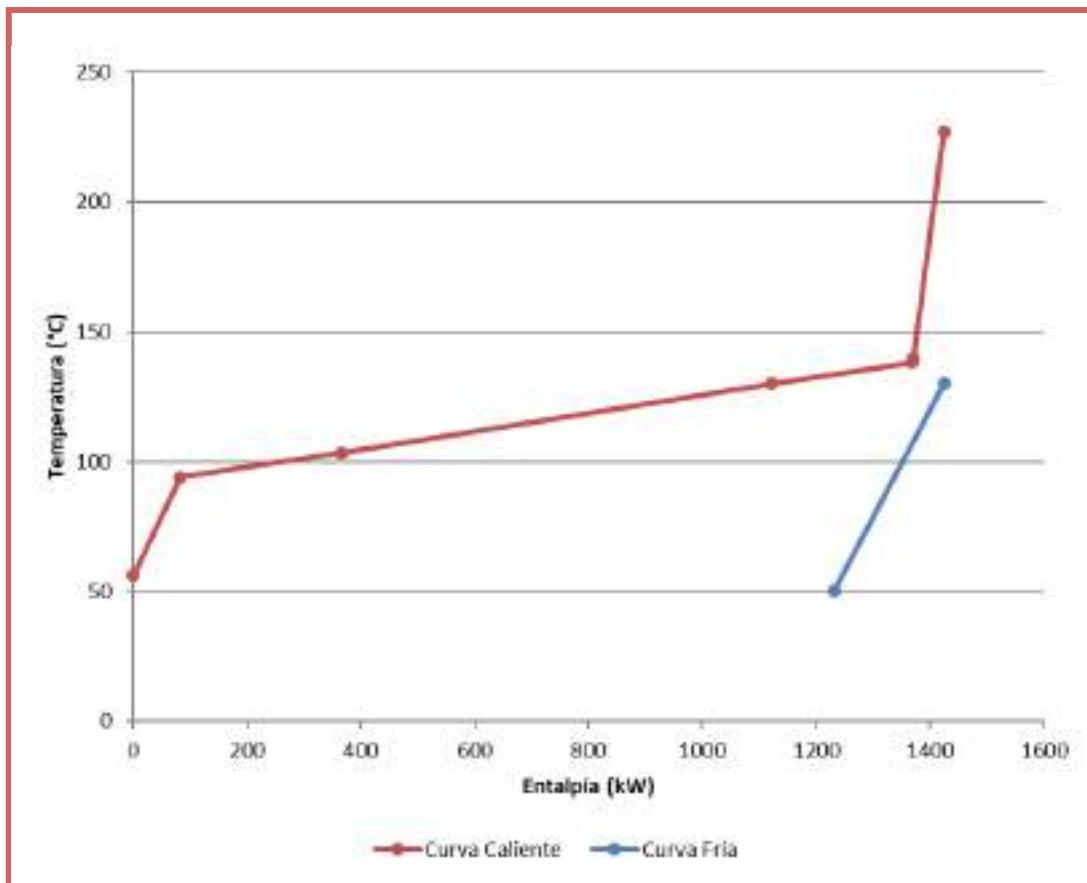


Figura 5.23 - Curva compuesta del análisis pinch.

En este caso no existe un punto Pinch, puesto que en cualquier punto del gráfico la diferencia entre las temperaturas de cada curva superan la fuerza impulsora mínima, establecida en 10 °C. Los requerimientos de este sistema en particular son de enfriamiento y se deben extraer 1.231,23 kW.

### 5.3.1.3 Propuesta de integración energética

De la Figura 5.23 se pueden delimitar las zonas en las cuales las corrientes calientes y frías del proceso se superponen o no, lo que indica si es posible relacionarlas y generar intercambio de calor entre las mismas. Cualquier zona donde no haya una superposición de las curvas se debe completar con corrientes auxiliares y los intercambiadores correspondientes. Dichas zonas se delimitan en la Figura 5.24.

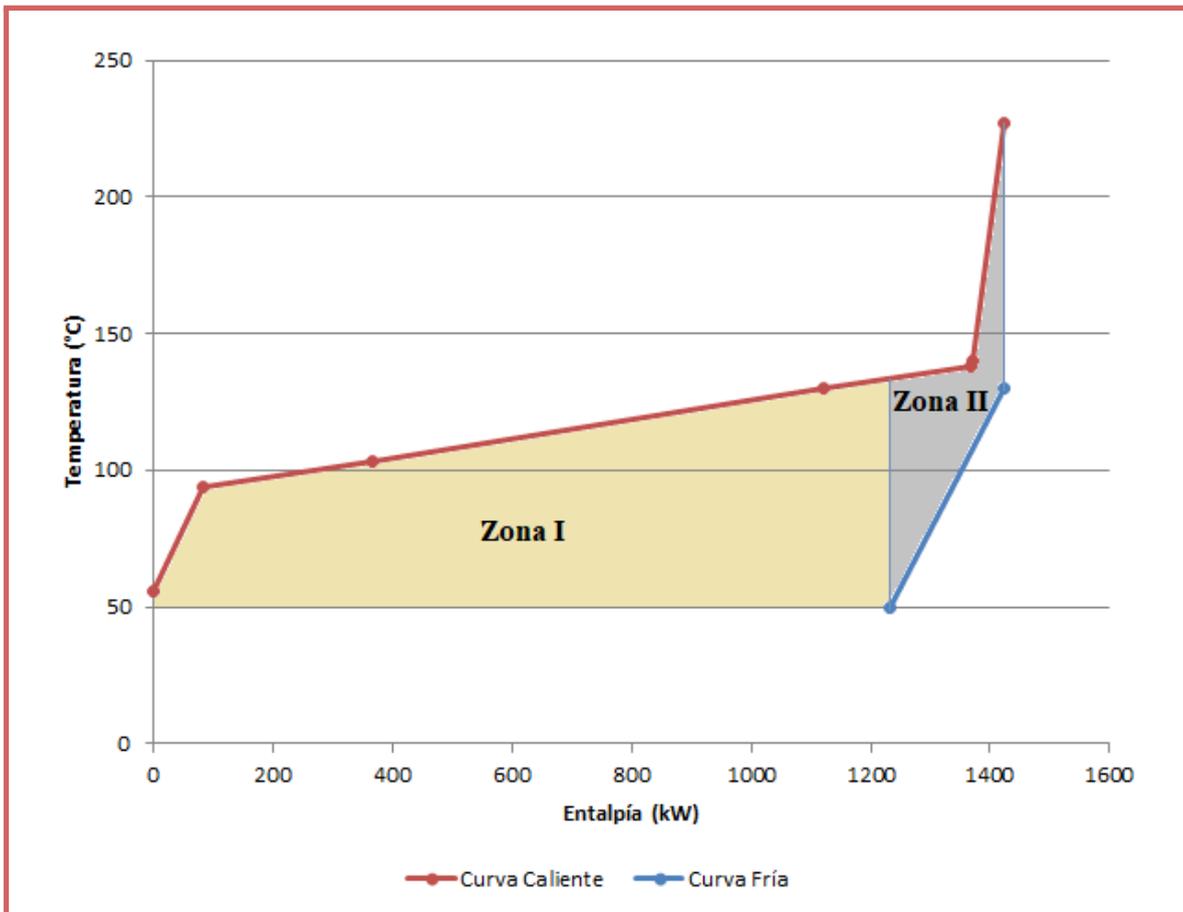


Figura 5.24 - Delimitación de zonas de interés en el diagrama de entalpía y temperatura.

En la Figura 5.24 es posible observar dos zonas. En la Zona I se encuentra únicamente la curva caliente compuesta, por lo que se debe utilizar una corriente auxiliar para enfriar. La Zona II consta de ambas curvas, lo cual permite poner en contacto las corrientes frías y las calientes para aprovechar así el intercambio de calor.

Con la ayuda de los datos de la Tabla 5.30 donde se pueden visualizar los requisitos necesarios para el calentamiento o el enfriamiento de las corrientes y la Figura 5.24 con sus respectivas zonas se determinan los equipos de intercambio de calor necesarios.

En las Tablas 5.31, 5.32 y 5.33 se detallan las condiciones de las corrientes de entrada y salida a los intercambiadores y se estima el área necesaria para la transferencia de calor en cada caso. El calor intercambiado en los mismos se ha estimado partiendo de la siguiente Ecuación 5.17.

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T \quad \text{Ecuación 5.17}$$

Una vez calculado el calor a intercambiar por las corrientes, puede determinarse el área necesaria para que tenga lugar la transferencia de calor mediante la Ecuación 5.14, empleada previamente. El coeficiente global de transferencia de calor, se estima a partir de los valores propuestos por Cao (6), como el promedio del intervalo sugerido para los fluidos que intercambian energía.

A su vez, el valor de DTML se calcula a partir de las temperaturas de entrada y salida de las corrientes que intercambiarán calor de acuerdo a la Ecuación 5.18. En este caso, “T<sub>1</sub>” corresponde a la temperatura de entrada de la corriente caliente, “T<sub>2</sub>” la temperatura de salida de la misma corriente. “t<sub>1</sub>” será la temperatura de entrada de la corriente fría y “t<sub>2</sub>” corresponde a su temperatura de salida.

$$DTML = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} \quad \text{Ecuación 5.18}$$

Los datos relativos a cada intercambiador, incluso su área una vez calculada, son consignados en las Tablas 5.31, 5.32 y 5.33.

**Tabla 5.31 - Intercambiador N° 1 - Variables de proceso.**

Intercambiador de calor N° 1			
Calor	DMLT		Ubicación
60,60 kW	112,2		Por debajo del Pinch
Corriente fría		Corriente caliente	
ID	F1	ID	C4
Temperatura de entrada (°C)	50	Temperatura de entrada (°C)	227,1
Temperatura de salida (°C)	75	Temperatura de salida (°C)	130
m*Cp (kJ/s.°C)	2,42	m*Cp (kJ/s.°C)	0,85
U (W/m².K)	675	Área (m²)	0,80

Tabla 5.32 - Intercambiador N° 2 - Variables de proceso.

Intercambiador de calor N° 2			
Calor	DMLT		Ubicación
7,64 kW	58,2		Por debajo del Pinch
Corriente fría		Corriente caliente	
ID	F1	ID	C2
Temperatura de entrada (°C)	75	Temperatura de entrada (°C)	139,8
Temperatura de salida (°C)	78,2	Temperatura de salida (°C)	130
m*Cp (kJ/s.°C)	2,42	m*Cp (kJ/s.°C)	0,78
U (W/m².K)	675	Área (m²)	0,19

Tabla 5.33 - Intercambiador N° 3 - Variables de proceso.

Intercambiador de calor N° 3			
Calor	DMLT		Ubicación
125,4 kW	16,2		Por debajo del Pinch
Corriente fría		Corriente caliente	
ID	F1	ID	C1
Temperatura de entrada (°C)	78,2	Temperatura de entrada (°C)	138,3
Temperatura de salida (°C)	130	Temperatura de salida (°C)	106,3
m*Cp (kJ/s.°C)	2,42	m*Cp (kJ/s.°C)	3,92
U (W/m².K)	900	Área (m²)	8,60

Teniendo en cuenta los equipos diseñados se deben agregar dos intercambiadores adicionales que permitan enfriar la corriente C1 de 106,3°C a 94°C y C3 desde 103,3 °C a 56 °C, por lo que se definen los parámetros en la Tabla 5.34 y 5.35 a continuación.

Tabla 5.34 - Intercambiador N° 4 - Variables de proceso.

Intercambiador de calor N° 4			
Calor		DMLT	
1.127,93 kW (Tabla 5.39)		67,9	
Corriente fría		Corriente caliente	
ID	Agua de torre de enfriamiento	ID	C1
Temperatura de entrada (°C)	24,5	Temperatura de entrada (°C)	106,3
Temperatura de salida (°C)	40	Temperatura de salida (°C)	94
Cp (kJ/kg.°C)	4,18	La corriente caliente sufre un cambio de estado a 100 °C por tratarse de agua a presión atmosférica	
m (kg/s)	17,41		
U (W/m².K)	1800	Área (m²)	9,23

Tabla 5.35 - Intercambiador N° 5 - Variables de proceso.

Intercambiador de calor N° 5			
Calor		DMLT	
103,26 kW (Tabla 5.39)		45,6	
Corriente fría		Corriente caliente	
ID	Agua de torre de enfriamiento	ID	C3
Temperatura de entrada (°C)	24,5	Temperatura de entrada (°C)	103,3
Temperatura de salida (°C)	40		
Cp (kJ/kg.°C)	4,18	Temperatura de salida (°C)	56
m (kg/s)	1,59		
U (W/m².K)	900	Área (m²)	2,52

## 5.3.2 Diseño de caldera y torre de enfriamiento

### 5.3.2.1 Selección y diseño de la caldera

Las calderas son máquinas térmicas diseñadas especialmente para generar vapor o agua caliente que se aprovecha en diferentes procesos. Existen dos tipos de calderas: piro tubulares y acuotubulares.

- ➔ **Piro tubulares:** Tienen un sistema de tuberías que atraviesan tanques de contención de líquidos. Estas transportan los humos de combustión a altas temperaturas y, los fluidos, al contacto con los tubos, se evaporan y forman el vapor saturado. Son calderas utilizadas principalmente en instalaciones de calefacción.
- ➔ **Acuotubulares:** el fluido se desplaza dentro de un sistema de tuberías y puede salir a altas presiones. Se distinguen por una gran capacidad de generación de vapor o agua caliente y por ello son las más utilizadas en centrales termoeléctricas (11).

A partir de la Tabla 5.36 se puede observar las diferencias y similitudes que presentan los tipos de caldera antes mencionados.

**Tabla 5.36 - Comparación entre calderas acuotubulares y piro tubulares. (12)**

Criterios	Calderas acuotubulares	Calderas piro tubulares
Mantenimiento	Más costoso	Fácil de limpiar
Revisiones periódicas	Pruebas costosas en tiempo y dinero	Inspección ordinaria
Capacidad de agua	Menor	Mayor, debido a su diseño
Capacidad de acumulación	Susceptible a las fluctuaciones de presión y carga	Debido al alto volumen de agua, no es susceptible a las fluctuaciones de presión y carga
Calidad del agua	Mayores exigencias, es necesario un bajo nivel de salinidad para su funcionamiento	Menores exigencias, posible funcionamiento con agua salada
Costes para niveles comparables de gasto de fabricación y calidad	Mayores	Menores
Características de la carga parcial	En el caso de determinados diseños, debe limitarse la carga parcial; el quemador no puede apagarse manualmente	Puede aprovecharse el control del quemador, cuando caiga por debajo de la carga mínima, el quemador puede apagarse sin problemas
Rendimiento	Menor, difícil mantenimiento en funcionamiento	Mayor, de fácil mantenimiento

Las principales ventajas de las calderas acuotubulares (13),(14),(15) sobre las pirotubulares son:

- ➔ permiten presiones de operación mayores a 19,6 bar
- ➔ producen caudales de vapor mayores a 6.800 kg/h
- ➔ soportan tiros forzados enérgicos
- ➔ pueden variar la producción de vapor fácilmente lo que permite pasar de carga normal a sobrecargas relativamente elevadas
- ➔ ocupan entre el 10-30% menos lugar que las humotubulares
- ➔ todas sus partes pueden limpiarse, inspeccionarse y repararse con más facilidad que en las calderas de tubos de humo.

Es por esto que se define por una caldera acuotubular, como se indicó en primera instancia en la Sección 3.2.3.3, teniendo ahora en cuenta las características que complementan la primera aproximación a dicho equipo.

En la caldera acuotubular, el agua que se va a calentar circula por los tubos, que son directamente expuestos a las llamas, y que en conjunto forman el recinto del hogar. Éste posee aberturas para los quemadores y para la salida de gases de combustión. La caldera presenta, en líneas generales, la forma que se muestra en la Figura 5.25.

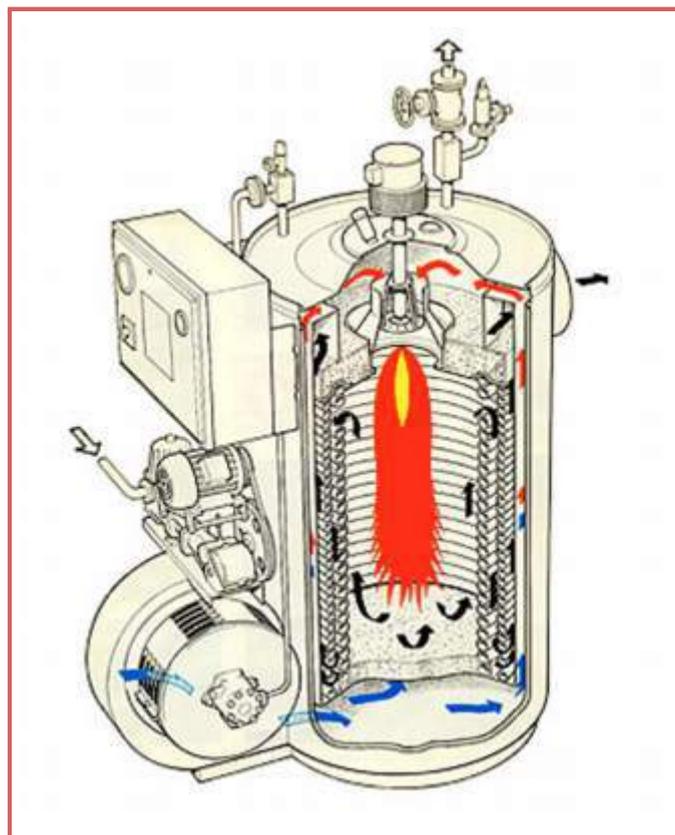


Figura 5.25 - Caldera acuotubular.

Para garantizar los requerimientos de vapor del reactor de hidrólisis, se necesita una caldera que trabaje a 48 bar de presión. Debido a esto, se requiere un presostato de control que corte el funcionamiento

de la caldera cuando la presión sea menor a 47,9 bar o mayor a 48,1 bar. Además, se debe contar con una termocupla y un termostato para que, la primera sense la temperatura del vapor, y en caso de que sea mayor a 262,7 °C, envíe una señal al termostato para que detenga su funcionamiento.

La producción de la caldera surge de los caudales que se precisan en el proceso, los cuales se detallan en la Tabla 5.37.

**Tabla 5.37 - Equipos del proceso con sus respectivos caudales de vapor vivo.**

Equipos	Caudal (kg/h)
Reactor de hidrólisis (cálculo en Tabla 3.15)	1.742,40
Intercambiadores	0
Eyectores	74,29
Evaporador (purificación del glicerol)	2.633,00
Rehervidor 1 (purificación de Ácidos Grasos)	646,48
<b>Total de caudal necesario</b>	<b>5.096,17</b>

Al caudal obtenido se le adiciona un 5% como margen de seguridad, por lo que debe ser de **5.350,98 kg/h de vapor vivo**.

La alimentación a la caldera debe ser agua ablandada, para evitar la formación de sarro e incrustaciones, lo que facilita el mantenimiento y la limpieza de la misma, y extiende su vida útil. Luego de que el vapor sea utilizado por los intercambiadores y haya disminuido su temperatura, la misma se vuelve a recircular a la caldera para evitar desperdiciarla.

Para poder estimar el consumo energético del equipo (16) se tiene en cuenta la producción de vapor. Como se encuentran datos con respecto a potencia consumida en relación a la producción en m<sup>3</sup>/h para equipos similares al requerido, se calcula el caudal volumétrico mediante la Ecuación 5.19 siendo la densidad del vapor a 262,7 °C igual a 24,97 kg/m<sup>3</sup>.(3)

$$Q_{vapor} = \frac{W_{vapor}}{\rho_{vapor}} \quad \text{Ecuación 5.19}$$

Por lo tanto, se obtiene un caudal volumétrico de **214,29 m<sup>3</sup>/h**, lo que equivale a un consumo de gas de 1.993.453,91 kcal/h. A partir del mismo se puede determinar el consumo de gas que presenta la caldera. Teniendo en cuenta el poder calorífico del gas natural, el cual es 8540 kcal/m<sup>3</sup>, se determina a continuación el caudal de gas mediante la Ecuación 5.20.

$$Caudal_{GAS} = \frac{\text{consumo de gas}}{\text{poder calorífico gas natural}} \quad \text{Ecuación 5.20}$$

Se requiere **233,43 m<sup>3</sup>/h** de gas natural para la caldera.

Por otro lado, si bien se utiliza agua ablandada, es posible que ciertas impurezas ingresen con la misma a la caldera. A medida que el agua se evapora, estas sustancias se depositan en la zona de calentamiento, formando sedimentos que dificultan la transferencia de calor. Dichos sólidos promueven la formación de espuma lo que genera problemas técnicos a la hora de operar este tipo de equipos.

Para reducir los niveles de sólidos disueltos en suspensión y totales a límites aceptables, el agua se descarga periódicamente. A este proceso se lo denomina purga. Su uso insuficiente puede conducir al arrastre de agua al vapor, y el excesivo desperdicio de energía, agua y por lo tanto, dinero. Entonces, es necesario hallar la tasa de purga óptima, que se encuentra determinada por varios factores, como tipo de caldera, presión de operación y calidad de agua. Las tasas de purga generalmente oscilan entre el 4% y 8% del caudal de agua de alimentación de la caldera, por lo que se elige utilizar para las calderas seleccionadas un valor medio, es decir 6% del vapor generado (13). Se obtiene entonces, una purga de **321,06 kg/h**.

### 5.3.2.2 Selección y diseño de la torre de enfriamiento

El agua empleada para refrigerar las corrientes de proceso cuya temperatura se busca disminuir será provista por una torre de enfriamiento. Éstos son equipos que se utilizan para enfriar agua en grandes volúmenes porque son el medio más económico para hacerlo si se comparan con otros equipos como los intercambiadores de calor, donde el enfriamiento ocurre a través de una pared. La temperatura límite de enfriamiento del agua es la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada de la torre. (17)

En líneas generales el agua se introduce por el domo de la torre por medio de vertederos o por boquillas para distribuirla en la mayor superficie posible. El enfriamiento ocurre cuando el agua, al caer a través de la torre, se pone en contacto directo con una corriente de aire que fluye a contracorriente o a flujo cruzado. Ésta debe tener una temperatura de bulbo húmedo inferior a la temperatura del agua caliente. En estas condiciones, el agua se enfría por transferencia de masa, por transferencia de calor sensible y latente del agua al aire, lo que origina que la temperatura del aire y su humedad aumenten, mientras la temperatura del agua desciende.

#### 5.3.2.2.1 Selección del tipo de torre

Las torres se clasifican principalmente en dos tipos:

- ➔ **Torres de circulación natural:** pueden ser atmosféricas o de tiro natural.
  - ◆ *Atmosféricas:* el movimiento del aire depende del viento y del efecto aspirador de las boquillas aspersoras. Se usan en pequeñas instalaciones y dependen de los vientos predominantes para el movimiento del aire. Actualmente están en desuso.
  - ◆ *Tiro natural:* el flujo de aire necesario se obtiene como resultado de la diferencia de densidades entre el aire más frío del exterior y el aire húmedo del interior de la torre. Utilizan chimeneas de gran altura para lograr el tiro deseado. Son capaces de enfriar grandes caudales de agua.

- ➔ **Torres de tiro mecánico:** torres compactas, con una sección transversal y una altura de bombeo pequeñas en comparación con las torres de tiro natural. En ellas se puede controlar de forma precisa la temperatura del agua de salida, y se pueden lograr valores de acercamiento muy pequeños.
- ▶ *Tiro forzado:* el aire se fuerza por un ventilador situado en el fondo de la torre y se descarga por la parte superior. Se suelen operar a contracorriente. Son más eficientes que las torres de tiro inducido, puesto que la presión dinámica convertida a estática realiza un trabajo útil. Además, el aire que se mueve es frío de mayor densidad, por lo que tendrá una duración mayor que en el caso de tiro inducido, ya que el ventilador trabaja con aire frío y no saturado, menos corrosivo que el aire caliente y saturado de la salida. Sin embargo, estas torres están sujetas particularmente a la recirculación del aire caliente y húmedo que es descargado, dentro de la toma del ventilador, debido a la baja velocidad de descarga.
  - ▶ *Tiro inducido:* el aire se succiona a través de la torre mediante un ventilador situado en la parte superior de la torre. En este caso, no hay recirculación de aire caliente y húmedo, y además se permite una distribución interna más uniforme del aire. Estas torres pueden ser de flujo a contracorriente o de flujo cruzado.
    - ➔ Flujo en contracorriente: el aire se mueve verticalmente a través del relleno, de manera que los flujos de agua y de aire tienen la misma dirección pero sentido opuesto. De esta manera, el agua más fría se pone en contacto con el aire más seco, lográndose un máximo rendimiento. Sin embargo, la elevada velocidad con la que entra el aire hace que exista el riesgo de arrastre de suciedad y cuerpos extraños dentro de la torre. La resistencia del aire que asciende contra el agua que cae se traduce en una gran pérdida de presión estática y en un aumento de la potencia de ventilación en comparación con las torres de flujo cruzado.
    - ➔ Flujo cruzado: el aire entra a los lados de la torre fluyendo horizontalmente a través del agua que cae. Las corrientes de aire laterales se unen en un pasaje interno y dejan la torre por el tope. Estas torres requieren más aire, sin embargo tienen un costo de operación más bajo que las torres a contracorriente; el mantenimiento es menos complicado debido a la facilidad con la que se pueden inspeccionar los distintos componentes internos de la torre. Además, su altura es menor que las torres de flujo a contracorriente, ya que la altura total de la torre es prácticamente igual a la del relleno.

En primer lugar, se considera utilizar una torre de tiro mecánico, ya que la misma involucra como principal mecanismo de transferencia de calor y masa la convección forzada, mientras que las torres de tiro natural sólo involucran convección natural, por lo cual los coeficientes de transferencia serán menores, como así también la velocidad con que dicha transferencia ocurre. Dentro de las torres disponibles de tiro mecánico, se selecciona una de tiro inducido, ya que no existe recirculación de aire caliente y húmedo y además, permite una distribución interna más uniforme del aire. Por último, se decide operar en contracorriente para lograr una mayor eficiencia pese a las mayores caídas de presión que se obtienen, en comparación, con el flujo cruzado.

### 5.3.2.2 Selección de relleno

El relleno cumple dos funciones, proporcionar una superficie de intercambio de calor lo más grande posible entre el agua y el aire, y además, retardar el tiempo de caída del agua, asegurando una mayor duración del proceso de intercambio de calor, lo que se traduce en un aumento de calor cedido del agua al aire. El intercambio de calor se produce debido a dos mecanismos, la transmisión de calor por convección y la transferencia de vapor desde el agua al aire, con el consiguiente enfriamiento del agua debido a la evaporación.

El relleno debe ser de un material de bajo costo y de fácil instalación. Es importante que presente poca resistencia al paso del aire y que además proporcione una distribución uniforme del agua y del aire. Además, la relación entre la superficie y el volumen del mismo debe ser lo más grande posible.

Los rellenos se los puede clasificar de tres maneras:

- ➔ **Relleno por salpicadura o goteo:** provocan que el agua fluya en forma de cascada a través de varios niveles sucesivos. Al chocar con cada listón o rejilla el agua se va fraccionando en pequeñas gotas, cuya superficie constituirá el área de intercambio de calor. Son más utilizados en procesos donde el agua arrastra sedimentos lo cual afecta el funcionamiento de la torre.
- ➔ **Rellenos laminares o de película:** distribuyen el agua en una película fina que fluye por su superficie y por consiguiente ponen una gran superficie de agua en contacto con la corriente de aire dentro de un volumen dado. Para conseguir dicho objetivo, se realizan grupos de láminas onduladas, generalmente de PVC o polipropileno, colocadas de forma paralela y a cierta distancia formando cubos para favorecer su apilado.
- ➔ **Rellenos mixtos**

Sin embargo, los dos tipos de relleno utilizados hoy en día para torres de enfriamiento son los de tipo salpicadura y tipo laminar. Cualquiera de estos tipos de relleno puede ser usado tanto en configuraciones de flujo cruzado como de flujo en contracorriente.

Para finalizar, en base a los mencionado, se decide utilizar un relleno tipo laminar de PVC, ya que el uso de los mismos permite alcanzar una cantidad dada de enfriamiento dentro de una torre más pequeña de lo que requeriría si se utilizara un relleno por salpicadura. Además, el PVC no sufre daños por corrosión, por lo que alarga su vida útil.

## 5.3.2.2.3 Diseño de la torre de enfriamiento

En primer instancia se plantea un esquema de la torre de enfriamiento a diseñar, con las corrientes involucradas, como se observa en la Figura 5.26.

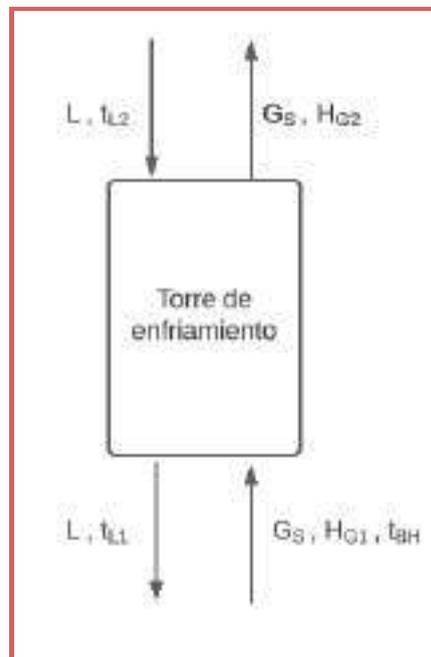


Figura 5.26 - Esquema torre de enfriamiento.

Luego, se decide realizar un diseño conservador de la torre imponiendo condiciones extremas. Se considera una temperatura del aire de 30°C (como se indicó en la Sección 3.3.3.4, de acuerdo a la ubicación de la planta).

El agua se tomará de las napas, y luego de haber sido empleada en el acondicionamiento de las corrientes de proceso se recircula de nuevo hasta la torre, requiriendo una pequeña cantidad de agua de reposición destinada a compensar posibles pérdidas. Una vez obtenidos los caudales definitivos de agua de enfriamiento utilizada en los intercambiadores y sus temperaturas de salida respectivas es posible establecer un balance de energía que resulte de la mezcla de todas las corrientes que retornan a la torre con el fin de conocer la temperatura de entrada del agua recirculada. Esta última ingresa por el tope, circulando en contracorriente respecto del aire.

El aire ingresa por debajo, a una temperatura de 30°C. Para este último valor la temperatura del bulbo húmedo del aire - obtenida de la carta psicrométrica asumiendo que la humedad relativa del aire es del 50% - es de 22°C, que es un valor relativamente elevado para un diseño conservador. Esta es la temperatura mínima a la cual puede enfriarse cualquier corriente caliente. Se consideró también una humedad del aire entrante de 50% - al igual que la temperatura se considera de acuerdo a la ubicación de la planta, para el caso más conservador, en los meses de Enero y Febrero -.

Se presentan a continuación, en la Tabla 5.38, los caudales de agua de enfriamiento que utilizan los equipos auxiliares, que será el mismo agua que ingresa a la torre para ser recirculada. Se considera una temperatura promedio, entre las diferentes salidas de los intercambiadores, como la temperatura que ingresa a la torre.

**Tabla 5.38** - Caudales de agua como corrientes auxiliares en los intercambiadores.

Intercambiador	Caudal de corriente auxiliar (kg/h)
Condensador 1	23.133,95
Condensadores en el sistema de vacío	2.247,87
Corriente auxiliar de enfriamiento	68.412,22
Caudal total	93.794,04

Debe utilizarse el siguiente balance de energía en la torre y el diagrama psicrométrico de la mezcla aire-vapor de agua - a 1 bar -, como se muestra en la siguiente Ecuación 5.21.

$$L \cdot C_{pL} \cdot (t_{L2} - t_{L1}) = G_S \cdot (H_{G2} - H_{G1}) \quad \text{Ecuación 5.21}$$

Para la realización del diseño de la torre de enfriamiento, se deben tener en cuenta los parámetros que se calculan a continuación en la Tabla 5.39.

**Tabla 5.39** - Parámetros para el diseño de la torre de enfriamiento.

Parámetro	Valor	Detalle
L	$93.794,04 \frac{kg}{h} = 26,05 \frac{kg}{s}$	Se calcula en la Tabla 5.36.
C <sub>PL</sub>	4,18 kJ/kg . °C	Se extrae de tablas.
t <sub>L1</sub>	$t_{L1} = T_{BH} + 2,5^\circ C = 22 + 2,5 = 24,5^\circ C$	La temperatura de salida del agua se define como la temperatura de bulbo húmedo más un margen que está entre 2,5 - 5 °C.
t <sub>L2</sub>	$t_{L2} = 40^\circ C$	La temperatura de entrada del agua a la torre, es decir, la de la salida de los intercambiadores (antes diseñados), se fijó en 40°C, ya que se recomienda que haya un margen entre 15 - 20°C con respecto a t <sub>L1</sub> .
H <sub>G1</sub>	63,96 kJ/kg	Entalpía del aire en el ingreso a la torre, es decir, evaluado en la TBH.
H <sub>G2</sub>	160 kJ/kg	En la carta psicrométrica me ubico en (t <sub>L1</sub> , H <sub>G1</sub> ) y trazo la recta tangente a la curva de equilibrio y a la altura de t <sub>L2</sub> determino del eje y, H <sub>G2</sub>

De esta manera, a partir de los datos que se muestran en la Tabla 5.37 se determina que el caudal de gas  $G_S$  mínimo es de **17,58 kg/s**. No obstante, se busca operar la torre con un caudal de gas 1,5 veces el mínimo, por lo que se calcula de acuerdo a la Ecuación 5.22.

$$G_S = 1,5 \cdot G_S|_{MIN} \quad \text{Ecuación 5.22}$$

El caudal de gas ( $G_S$ ) resulta en **26,37 kg/s**.

Con este caudal de aire se recalcula  $H_{G2}$ , mediante la Ecuación 5.21, y se obtiene **127,9 kJ/kg aire**.

Para definir la altura de la torre, es necesario calcular la cantidad de unidades de transferencia requeridas ( $N_{TOG}$ ) y la altura de una unidad de transferencia ( $H_{TOG}$ ). La Ecuación 5.23 se emplea para determinar los  $N_{TOG}$ .

$$N_{TOG} = \int_{H_{G1}}^{H_{G2}} \frac{dH_G}{(H_{Gi} - H_G)} \quad \text{Ecuación 5.23}$$

En este caso, el valor de  $N_{TOG}$  se determina gráficamente. En primera instancia se traza la recta de operación con los puntos correspondientes,  $(t_{L1}, H_{G1})$  por un lado, y por el otro  $(t_{L2}, H_{G2})$ . Luego se trazan rectas verticales desde la curva de equilibrio y la recta de operación, donde se marcan los puntos en la mitad de dichas rectas verticales y se traza la línea auxiliar de puntos medios.

Para finalizar se parte del punto  $(t_{L2}, H_{G2})$  y se traza una línea horizontal desde la recta de operación hasta la línea auxiliar, y se traslada con la misma longitud hacia el lado de la curva de equilibrio, y luego se baja hacia la recta de operación, formando de esta manera los “escalones”. Se repite el procedimiento, extrapolando la recta de operación en caso de que sea necesario, hasta alcanzar en el punto  $(t_{L1}, H_{G1})$ . De esta manera se obtienen la cantidad de unidades de transferencia requeridas, resultando un  $N_{TOG}$  de **5**.

Por otro lado, la altura de una unidad de transferencia se define de acuerdo a la Ecuación 5.24.

$$H_{TOG} = \frac{G_S / a_i}{K_y \cdot a} \quad \text{Ecuación 5.24}$$

Comercialmente, las torres de enfriamiento son de sección cuadrada donde, en general, el ancho de la misma es la mitad de la altura. Si bien, el valor de  $K_y \cdot a$  depende típicamente del tipo y ordenamiento del relleno, Alean et al. (18) obtienen de simulaciones un valor de  $K_y \cdot a$  de  $1,4 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{s}$ , el cual está dentro de lo estimado según curvas de rellenos comerciales. Con estos parámetros definidos, la altura de una unidad de transferencia ( $H_{TOG}$ ) es de **1,68 m**.

Luego, la altura de la primera torre de enfriamiento se calcula mediante la Ecuación 5.25.

$$Z = N_{TOG} \cdot H_{TOG} \quad \text{Ecuación 5.25}$$

La altura de la torre resulta en **8,38 metros**. Considerando un margen de seguridad frente a posibles aumentos de temperatura, se decide utilizar una torre de **9 metros**.

Por último, se calcula el agua de reposición suponiendo un 10% por pérdidas por arrastre. Las humedades absolutas se obtienen de la carta psicrométrica, para la salida del aire ( $Y_2'$ ) es de 0,074 kg vapor de agua/kg aire seco y para la entrada ( $Y_1'$ ) es de 0,042 kg vapor de agua/kg aire seco.

Por lo tanto, el agua de reposición necesaria se obtiene de acuerdo a la Ecuación 5.26.

$$L_{REP} = 1,1 \cdot G_s \cdot (Y_2' - Y_1') \quad \text{Ecuación 5.26}$$

El caudal necesario de agua de reposición resulta de **3.340,91 kg/h**.

Por otra parte, se determina la potencia que requiere el ventilador de dicha torre. En primer instancia se debe determinar el volumen de aire que se debe manejar, teniendo en cuenta que el volumen específico que depende de las temperaturas de la torre, se toma 0,9051 m<sup>3</sup>/kg a partir de la Ecuación 5.27.

$$G = G_s \cdot V_{ES} \quad \text{Ecuación 5.27}$$

Siendo:

- ➔ G: volumen de aire manejado por el ventilador (m<sup>3</sup>/s)
- ➔ G<sub>s</sub>: flujo másico de aire (kg/s)
- ➔ V<sub>es</sub>: volumen específico del aire (m<sup>3</sup>/kg)

Entonces, el volumen de aire es de **23,86 m<sup>3</sup>/s**.

Teniendo el volumen de aire manejado, se puede calcular la velocidad a la que este se debe mover por la torre, la cual depende del área transversal de la torre. Dicha área como se indicó anteriormente, se considera que el ancho es la mitad de la altura, es decir 4,5 m, siendo esta, una torre de sección cuadrada, el área es de 20,25 m<sup>2</sup>. De esta manera se determina la velocidad del aire de acuerdo a la Ecuación 5.28.

$$v = \frac{G}{as} \quad \text{Ecuación 5.28}$$

Siendo:

- ➔ v: velocidad del aire que se mueve por la torre (m/s)
- ➔ as: área de la sección transversal (m<sup>2</sup>)

La velocidad del aire resulta en **1,18 m/s**, y considerando la aceleración de la gravedad como 9,81 m/s<sup>2</sup>, se determina la presión estática (en m de agua) mediante la Ecuación 5.29.

$$P_s = \frac{2.v^2}{g} \quad \text{Ecuación 5.29}$$

Siendo:

- ➔ g: aceleración de la gravedad en m/s<sup>2</sup>

Para finalizar, teniendo la presión estática de **0,28 metros de agua**, se puede calcular la potencia del ventilador de acuerdo a la Ecuación 5.30.

$$Pot = 13,142 . P_s . G \quad \text{Ecuación 5.30}$$

Entonces, la potencia del ventilador es de **88,81 HP**.

## 5.4 Referencias

- (1) Walas, S. M. (1990). *Chemical process equipment: selection and design*. Gulf professional publishing. Massachusetts, Estados Unidos de América.
- (2) GEA. *Product Catalog: Jet Pumps, Mixers, Heaters, Vacuum Systems*. Alemania. [www.gea.com](http://www.gea.com)
- (3) Smith, J. M., Van Ness, H. C., Abbott, M. M., & García, C. R. (2001). *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*. The McGraw-Hill Companies, Inc. Nueva York, Estados Unidos de América.
- (4) Ingeniería de Fluidos (2016). *Válvula reductora de presión. Descripción de funcionamiento y usos*. Buenos Aires, Argentina. <https://www.ingenieriadefluidos.com/valvula-reductora-de-presion>
- (5) Spirax Sarco Limited (2013). *Pressure reducing and surplussing valves for steam and industrial fluids*. Gloucestershire, United Kingdom.
- (6) Cao, E. (1983). *Intercambiadores de calor*. Operaciones II. Universidad de Buenos Aires. Buenos Aires, Argentina.
- (7) El-Halwagi, Mahmoud. (2006). *Process Integration*. Vol 9. Elsevier. San Diego, Estados Unidos.
- (8) Álvarez, C. & Brito. M. (2004). *Síntesis Óptima y Minimización de Servicios Auxiliares para el Proceso de Hidrodealquilación de Tolueno*. Tesis de Licenciatura. Universidad de las Américas. Puebla, México.
- (9) Herraiz, Israel. (2004). *Optimización del consumo energético de procesos industriales*. Tecnología de Pinch. Combinación con el Análisis de Energía. Tesis. Universidad de Cádiz, Algeciras.
- (10) Jeffrey S. Umbach.(2010) *Online Pinch Analysis Tool*. <http://www.uic-che.org/pinch/index.php>
- (11) H<sub>2</sub>O TEK. (2016). *Tipos de calderas y sus aplicaciones*. H<sub>2</sub>O TEK S.A. Monterrey, México. <http://h2otek.com/blog/tipos-de-calderas-y-sus-aplicaciones/>
- (12) Bosch.(2020). *Termotecnología*. Robert Bosch S.A. <https://www.bosch-climate.cl/>
- (13) Consejería de Economía y Hacienda (2012). *Calderas industriales eficientes*. Guía Básica. Fundación de la Energía de la Comunidad de Madrid. Madrid España. [http://recursosbiblio.url.edu.gt/publicjlg/biblio\\_sin\\_paredes/fac\\_ing/Quimica/cald\\_efi\\_indus.pdf](http://recursosbiblio.url.edu.gt/publicjlg/biblio_sin_paredes/fac_ing/Quimica/cald_efi_indus.pdf)
- (14) Abarca Bahamondes, P. (2015) *Potencia y rendimiento de la caldera*. Asociación Chilena de Seguridad (ACHS). Santiago, Chile. [https://www.achs.cl/portal/trabajadores/Capacitacion/CentrosdeFichas/Documents\\_pdf/potencia-y-rendimiento-de-la-caldera.pdf](https://www.achs.cl/portal/trabajadores/Capacitacion/CentrosdeFichas/Documents_pdf/potencia-y-rendimiento-de-la-caldera.pdf)
- (15) ZBG. (2020). *Products*. Industrial boiler. Zhengzhou Boiler(Group) Co.,Ltd. Henan, China. <https://www.zgindustrialboiler.com/>

(16) ENARGAS.(2020). *Calderas individuales. El consumo de gas de los artefactos*. Eficiencia Energética. Ente Nacional Regulador del Gas. Buenos Aires, Argentina. <https://www.enargas.gob.ar/secciones/eficiencia-energetica/consumo-artefactos.php>

(17) Galicia Pineda, M.L. (2009). *Generalidades de torres de enfriamiento de agua*. Enfriamiento. Procesos de Separación. Departamento de Ingeniería Química. Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México. Ciudad de México, México. <http://depa.fquim.unam.mx/procesos/generalidades.html>

(18) Alean, J.D., Gutierrez, G.A., Chejne, F., Bastidas, M.J. (2009). *Simulación de una torre de enfriamiento mecánica comparada con curvas experimentales*. Información tecnológica. Vol. 20(3), pág. 13-18. <http://dx.doi.org/10.4067/S0718-07642009000300003>

## 5.5 Bibliografía

Calderas Powermaster. (2009). *Productos, Calderas, Características y recomendaciones de combustibles*. Naucalpan de Juárez, México. <https://powermaster.com.mx/www/informacion/combustibles.html#:~:text=El%20gas%20natural%20se%20compone,hasta%209550%20Kcal%20Fm%C2%B3>

Cat Pumps. *Pumps, Plunger Pumps*. Minneapolis (MI), Estados Unidos. <https://www.catpumps.com/products/pumps/38-frame-block-style-plunger-pump-3841>

Crespo, J., Da Silva, A., Suarez, R., (2006). *Selección y diseño térmico de rehervidores para torres de destilación*. Proyecto de Ingeniería. Revista Virtual Pro ISSN 1900-6241.

Pino Salazar E. R., (2005). *Software para diseño de transportadores de Tornillo Sinfín*. Tesis de grado para la obtención del título de ingeniero mecánico. Escuela Superior Politécnica del Litoral.

Drotec, Bombas Industriales. (2008). *Bombas rotativas a engranajes, serie GP*. Buenos Aires, Argentina. [http://www.drotec.com.ar/folleto\\_html/bombas-rotativas-engranajes-serie-GP.html](http://www.drotec.com.ar/folleto_html/bombas-rotativas-engranajes-serie-GP.html)

Food and Agriculture Organization of the United Nation. (2021). *Proyecto de norma para grasas animales especificadas*. <http://www.fao.org/3/x1736s/x1736s0b.htm>

Frigoristas. *Contenidos, Intercambiadores, Condensadores*. Valencia, España. <https://frigoristas.wordpress.com/condensadores/>

Haarslev, Processing Technology. *Industries, Meat Rendering*. Middelfart, Denmark. <https://haarslev.com/industries/meat-rendering/>

Ingemecánica. (2022). *Cálculo de transportadores de tornillo sinfín*. Sevilla, España. <https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn143.html>

Insuga. (2022). *El proceso de Rendering*. Santa Fe, Argentina. <https://insuga.ar/rendering/>

Mavitec. (2022). *Proceso, Renderizado de carnes rojas*. Rotterdam, Holanda. <https://mavitecrendering.com/es/solutions/resizing/precruhor/>

Pérez Sanjudo, T. M., Rodríguez Montano, Y., Regalado Núñez, D. (2018). *Cálculo de los parámetros de funcionamiento para la selección de una torre de enfriamiento*. Revista Científica Avances. ISSN 1562-3297.

Ro-no, Food Technology Solutions. (2020). *Products and Services, High Pressure Plunger Pump*. Selmsdorf, Alemania. <https://ro-no.com/en/products/high-pressure-plunger-pump/>

Weather Spark. *Clima y tiempo promedio en todo el año en Buenos Aires*. <https://es.weatherspark.com/y/28981/Clima-promedio-en-Buenos-Aires-Argentina-durante-todo-el-a%C3%B1o>

The background features a close-up photograph of several stacks of gold coins. A large, semi-transparent number '06' is overlaid on the left side of the image. The overall color palette is warm, dominated by gold and brown tones. A white diagonal line runs from the top right towards the bottom left, intersecting the number '06'.

06

*Análisis  
Económico*

# 6 | Análisis Económico

## 6.1 Introducción

El objetivo principal del presente proyecto está basado en el aprovechamiento de un subproducto de la industria cárnica, que de no reutilizarse sería considerado desperdicio. Si bien esto trae un beneficio desde el punto de vista medioambiental, debe realizarse un análisis económico para definir la viabilidad del proyecto.

A partir de los procesos y equipos diseñados anteriormente para el correcto funcionamiento de la planta, se puede llevar a cabo un análisis estimativo de costos de inversión y operación. También se determina, mediante el análisis correspondiente, la rentabilidad del proyecto y se establece un cronograma que permite fijar los tiempos de ejecución de las distintas fases del mismo.

## 6.2 Estimación del costo de inversión (CapEx)

En esta sección se evaluará la inversión que deberá afrontarse para poner la planta en operación. Esta información será fundamental a la hora de analizar la rentabilidad del proyecto y analizar su factibilidad. Se analizará el valor del terreno sobre el cual se instalará la planta, el costo de los equipos involucrados en el proceso, las características de este último y el capital necesario para mantener la planta en operación hasta percibir ingresos por ventas.

Así, la inversión total requerida para afrontar 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. Es el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, esto es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas.

La inversión total ( $I_T$ ) se define como la suma de las dos partes antes mencionadas:

$$I_T = I_{FT} + I_W$$

Ecuación 6.1

La inversión fija total se obtiene de la suma del terreno y la inversión fija:

$$I_{FT} = I_F + \text{terreno}$$

Ecuación 6.2

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 (1949), 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%. Esta estimación dependerá del precio de los equipos principales de la planta incluyendo su instalación y de una serie de factores experimentales que resumen las características de la planta de procesos a instalar. Ciertos factores contribuyen al cálculo de la componente directa de la inversión fija, cuyo valor tendrá una mayor dependencia con el volumen de producción estipulado, a diferencia de la componente indirecta.

El cálculo se realiza mediante la siguiente ecuación:

$$I_F = I_E \cdot (1 + \sum f_i) \cdot (1 + \sum f_{ii})$$

Ecuación 6.3

Donde:

- ➔  $I_F$  = inversión fija (sin terreno) del sistema completo.
- ➔  $I_E$  = valor de los equipos principales instalados.
- ➔  $f_i$  = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa, como cañerías, instrumentación, construcciones.
- ➔  $f_{ii}$  = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta como ingeniería y supervisión, contingencias.

## 6.2.1 Terreno

El espacio en el cual tiene lugar el emplazamiento de la planta productiva, constituye uno de los valores principales de la inversión inicial. Para poder realizar una estimación de dicho valor, se deben tener en cuenta dos factores:

- ➔ superficie total de la planta
- ➔ costo de un lote en el parque industrial

### 6.2.1.1 Superficie total de la planta

La planta productiva abarca una determinada superficie que se establece a partir del área necesaria para diversas actividades, siendo la principal la de proceso. Una aproximación al valor total de ésta última, implica conocer el espacio que ocupan los equipos involucrados en la producción. Para poder determinar dicha área, se utiliza el método de Guerchet (1) o de las superficies parciales que permite establecer las

superficies que ocupan los diferentes equipos o áreas de trabajo. Esta técnica de cálculo define la superficie total necesaria de cada equipo como la suma de tres superficies parciales:

- ➔ Superficie estática ( $S_s$ ) : área efectiva ocupada por el equipo o puesto de trabajo.

$$S_s = (Largo). (Ancho)$$

Ecuación 6.4

- ➔ Superficie de gravitación ( $S_g$ ): área necesaria para la circulación del operador alrededor del equipo, incluyendo el área ocupada por las materias primas y piezas en proceso necesarias en ese puesto de trabajo.

$$S_g = S_e . N$$

Ecuación 6.5

Donde “N” representa el número de lados por los cuales se accede al equipo.

- ➔ Superficie de evolución ( $S_e$ ): área necesaria para los desplazamientos del personal, materiales y actividades de mantenimiento.

$$S_e = k . (S_s + S_g)$$

Ecuación 6.6

El valor de k varía entre 0,5 y 3, y hace referencia a la altura promedio de personas u objetos, como por ejemplo un montacarga, que se desplazan en el área alrededor del equipo. Para la industria en general este valor se encuentra entre 2 y 3, por lo cual se decide aplicar un valor promedio de 2,5 (1).

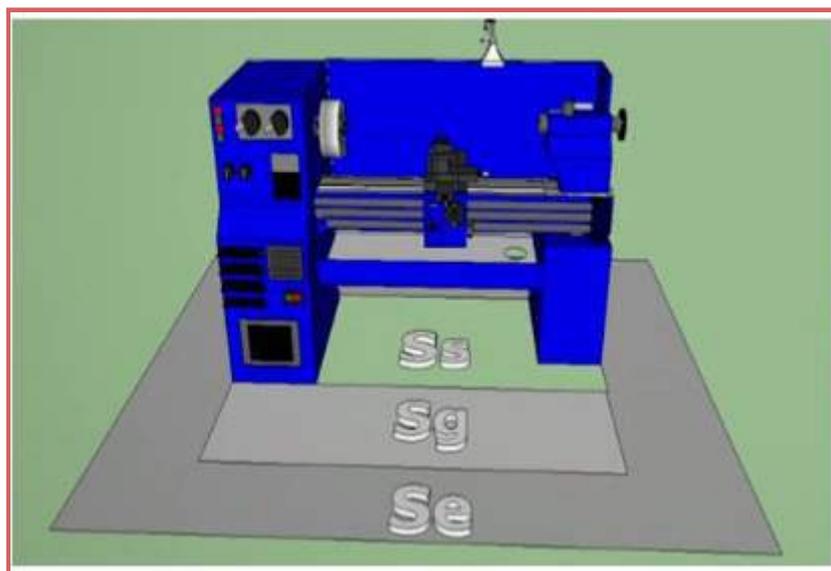


Figura 6.1- Superficies de un equipo de acuerdo al método de Guerchet. (1)

Por lo tanto, el área total queda determinada por la suma de cada superficie mencionada, es decir:

$$St = Ss + Sg + Se$$

Ecuación 6.7

**Tabla 6.1-** Superficies para cada equipo según el método de Guerchet.

Equipo	Ss (m <sup>2</sup> )	Sg (m <sup>2</sup> )	Se (m <sup>2</sup> )	St (m <sup>2</sup> )
Tornillo sinfín	20,00	20,00	100	140,00
Trituradora de materia prima	6,17	6,17	30,85	43,19
Cocción de mucanga	47,40	47,40	237	331,80
Percolador de sebo	8,27	8,27	41,35	57,89
Prensa de extracción de sebo	16,25	16,25	81,25	113,75
Bomba de alimentación de sebo a hidrólisis	1,54	3,08	11,55	16,17
Reactor de hidrólisis	1	4	12,5	17,50
Reactor de glicerólisis	4	4	20	28,00
Intercambiador N° 1	2	2	10	14,00
Intercambiador N° 2	2	2	10	14,00
Intercambiador N° 3	6	6	30	42,00
Intercambiador N° 4	6	6	30	42,00
Intercambiador N° 5	2	2	10	14,00
Destilador flash ácidos	2	2	10	14,00
Destilador flash ácidos	2	2	10	14,00
Columna de destilación	4	4	20	28,00
Condensador	6	6	30	42,00
Rehervidor	6	6	30	42,00
Cristalizador	4	4	20	28
Filtro prensa de membrana para separación de oleína y estearina	10,89	21,78	81,68	114,35
Destilador flash glicerol-agua	7,29	7,29	36,45	51,03
Evaporador	7	28	87,5	122,50
Caldera	20	20	100	140,00
Torre de enfriamiento	20	20	100	140,00

De acuerdo a los valores presentes en la Tabla 6.1, la suma de las superficies totales de los equipos resulta de **1.610,18 m<sup>2</sup>**. Sin embargo, este valor no tiene en cuenta las instalaciones eléctricas, ni las áreas destinadas a oficinas, laboratorios, comedor, vestuarios, estacionamiento, zona de carga y descarga, almacenamiento y depósitos, área de mantenimiento, entre otras. Por lo cual, se considera conveniente emplear una superficie total de aproximadamente 4 hectáreas.

### 6.2.1.2 Costo de un lote en el parque industrial

En base a lo establecido anteriormente, la planta se ubica en el Parque Industrial Pilar. En este lugar, los precios de los lotes de dimensiones aproximadas a la mencionada en la sección anterior, tienen un valor de US \$60 el metro cuadrado (2). Para poder realizar un cálculo estimativo del costo del lote, se multiplica dicho valor por una superficie de 4 hectáreas.

Entonces, la inversión a realizar en el terreno resulta de:

**Inversión en el terreno: US \$2.400.000**

## 6.2.2 Equipamiento

Los distintos equipos que son necesarios en el proceso productivo presentan una gran variedad en dimensiones, materiales, y condiciones operativas como la temperatura y presión a la cual trabajan. Estos factores determinan una diversidad en los costos de los mismos, por lo tanto para realizar una estimación inicial de la inversión se recurre a correlaciones o estimadores de costos en línea. A continuación, se detalla el procedimiento utilizado en cada equipo.

### 6.2.2.1 Trituradora de mucanga

Para el costo de este equipo se utilizó el software de estimación de costos desarrollado por McGraw Hill Higher Education (3), ingresando un caudal másico de mucanga de 5,55 kg/s que corresponde al parámetro necesario para efectuar la instalación. Se seleccionó el equipo “Roll Crusher” que, dentro de los disponibles, es aquel que más se asemeja al equipo propuesto. El costo estimado es de **US \$30.709,00**.

### 6.2.2.2 Intercambiadores de calor

A partir de las correlaciones propuestas, las cuales se extraen del Capítulo 21 del Chemical Process Equipment: Selection and Design (4), se pueden determinar los valores de los intercambiadores de calor del proceso. Para los condensadores y el rehervidor se utilizaron también intercambiadores de tubo y coraza para estimar su costo. Si bien esto consiste en una aproximación, ambos equipos son similares a este tipo de intercambiadores, por lo que se considera una buena aproximación al valor real. Dichos equipos fueron diseñados en la Sección 5.3.2.3, por lo que se tienen en cuenta los parámetros establecidos con respecto a las presiones involucradas y materiales. Se obtienen los valores que se detallan en la Tabla 6.2.

Tabla 6.2- Costos de los intercambiadores de calor, rehervidor y condensadores del proceso.

Intercambiador	Valor (US\$)
Intercambiador N° 1	2.255,61
Intercambiador N° 2	1.620,56
Intercambiador N° 3	6.272,89
Intercambiador N° 4	6.531,49
Intercambiador N° 5	3.415,07
Rehervidor 1	9.117,88
Condensador 1	5.656,24

El costo total es de **US \$34.869,74**.

### 6.2.2.3 Reactor de hidrólisis

Para determinar el valor del reactor de hidrólisis, se utiliza las correlaciones propuestas para vessels, detalladas en el libro Chemical Process Equipment: Selection and Design (4), teniendo en cuenta el diámetro de 1 m y la altura de 23,5 m del reactor diseñado en la Sección 3.1.2.

El costo del reactor de hidrólisis con las características establecidas es de **US \$50.885,50**.

### 6.2.2.4 Destiladores flash

En el proceso se pueden encontrar tres destiladores flash, dos en la corriente de ácidos que sale por el tope del reactor de hidrólisis y otro en la corriente de agua-glicerol que se evacúa por el fondo del mismo reactor. Para estimar sus valores se utilizó la correlación para “vertical vessels” que presenta Walas en el libro ya mencionado (4). Para los destiladores de ácidos, ingresando con un diámetro de 0,61 m y un largo de 3,35 m, se obtiene un valor de US \$22.391,14 por cada uno, lo que representa un total de **US \$44.782,28**.

Para el destilador de la corriente de agua-glicerol, partiendo de un diámetro de 0,76 m y un largo de 2,67 m, se determina un costo de **US \$23.854,97**.

### 6.2.2.5 Columna de destilación

La columna de destilación que se emplea para separar ácidos grasos de los distintos glicéridos, tiene un diámetro de 1,37 m y una altura de 10,50 m. Estos valores se ingresan como datos en el estimador de costos de McGraw Hill ya mencionado (3). Seleccionando además, acero inoxidable como material del equipo, el costo del mismo resulta en **US \$132.813,00**.

### 6.2.2.6 Sistema de vacío

Para garantizar una presión de 1 kPa en la columna de destilación, se utiliza un sistema de vacío compuesto por tres eyectores y dos condensadores de mezcla. Su costo total surge de la correlación presentada por Walas (4), teniendo en cuenta un caudal de succión de aire de 13,27 kg/h, y acero inoxidable el material empleado. De esta forma se estima un costo de **US \$97.102,24**.

### 6.2.2.7 Cristalizador

La separación de la mezcla de ácidos en ácido oléico por un lado y esteárico y palmítico por el otro, se lleva a cabo a partir de la cristalización. Para ello se emplea un equipo de diámetro 2 m y altura 3 m, y su costo se estima mediante la página Matches (5), utilizando acero inoxidable como material. El valor resulta en **US \$150.800,00**.

### 6.2.2.8 Filtro prensa

En este apartado se consignan los valores del filtro prensa, empleado en la separación de las fases oleína y estearina, que se encuentra luego del cristalizador.

Para estimar el costo del filtro prensa tipo membrana se emplea la página Matches (5), que únicamente ofrece la posibilidad de estimar el valor para filtros de placas y marcos y no coincide exactamente con las características del equipo que se ha propuesto en el presente trabajo. Sin embargo, este valor se considerará una buena aproximación inicial para establecer el costo del equipo.

De esta manera, a partir del área del filtro que en este caso equivale a 120 m<sup>2</sup>, empleando marcos de acero al carbono, el costo del equipo alcanza los **US \$228.300,00**.

### 6.2.2.9 Evaporador de simple efecto

Para concentrar la corriente de glicerol-agua, en un 90% de glicerol, (necesario para su empleo en el reactor de glicerólisis), se utiliza un evaporador de simple efecto. El área de intercambio de calor determinada para este equipo es de 45,9 m<sup>2</sup>, valor con el cual se ingresa al estimador de costos de McGraw Hill (3). Seleccionando el material como acero inoxidable, se puede establecer el costo en **US \$283.303,00**.

### 6.2.2.10 Reactor de glicerólisis

El costo del reactor de glicerólisis surge de aplicar la correlación adecuada extraída del libro de Walas (4). Para ello se utiliza el diámetro de 1 m y la altura de 1,51 m para cada reactor tipo tanque agitado (cuatro en total), teniendo en cuenta que se trata de 4 reactores en serie como fue diseñado en la Sección 3.3.2.1.

De esta manera, el costo de los cuatro reactores de glicerólisis con las características establecidas es de **US \$37.835,90**.

### 6.2.2.11 Sistema de agitación

Los reactores de glicerólisis emplean en su interior un sistema de agitación constituido por turbinas de palas curvas de acero inoxidable 316. Siendo la velocidad de 243,3 rpm y el gasto energético de 1,77 kW para cada uno de ellos, en el estimador de costos de McGraw Hill (3) se establece el valor de este sistema en **US \$10.123,00**.

### 6.2.2.12 Bombas

Para calcular el costo de estos equipos se empleó la página Matches (5), un portal interactivo que permite establecer el valor de las bombas de desplazamiento positivo que se emplean en el proceso a partir del caudal que éstas deben manejar, según su tipo y el material con el que han sido construidas.

En la Tabla 6.3 se detallan los parámetros ingresados y el costo estimado.

Tabla 6.3- Costo de las principales bombas del proceso.

Equipo	Tipo de bomba	Material	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Costo (US\$)
Bomba de alimentación de sebo para almacenamiento	Centrífuga	Acero inoxidable	6,27	14.000,00
Bomba de alimentación de sebo a hidrólisis	Desplazamiento positivo - De pistón	Acero inoxidable	5,21	25.800,00
Bomba de alimentación de agua a hidrólisis	Desplazamiento positivo - De pistón	Acero inoxidable	1,98	15.300,00
Bomba de alimentación de sebo a glicerólisis	Desplazamiento positivo - De engranajes	Acero inoxidable	1,28	5.100,00

### 6.2.2.13 Caldera

Para el costo de la caldera, se utilizó el software de estimación de costos de la página Matches (5). Para obtener el valor fue necesario el caudal de vapor generado igual a 5.350,98 kg/h.

El costo de la caldera de las características establecidas es de **US \$733.900,00**.

### 6.2.2.14 Torre de enfriamiento

La torre de enfriamiento tiene la función de crear un ciclo de agua que sirva como enfriamiento para los intercambiadores de calor. Teniendo en cuenta los valores determinados en la Sección 5.3.3.2.3 con respecto a las temperaturas de entrada y salida de la misma ( $t_{i1}$  24,5 °C y  $t_{i2}$  40°C) se determina la densidad a una temperatura promedio, 995,1 kg/m<sup>3</sup>. Junto con el caudal de agua necesaria para el proceso (93.794,04 kg/h), se obtiene dicho caudal en unidades de volumen 94,25 m<sup>3</sup>/h (414,97 gal/min). Con dicho valor y la Tabla 6.4, se obtiene el costo de la misma.

Tabla 6.4- Costo de torres de enfriamiento e instalación. (6)

Caudal de agua (gal/min)	Costo de compra del equipo (US\$)	Costo de instalación (US\$)
150	4.000	60.200
300	6.500	65.000
600	11.400	70.500
1.000	18.000	81.700
2.000	34.400	106.100
3.000	50.900	134.200
4.000	67.100	158.800
5.000	83.200	180.400
6.000	99.200	211.100

El costo de una torre de enfriamiento de las características establecidas es de US \$70.500,00, teniendo en cuenta la instalación.

### 6.2.2.15 Resumen equipos

A continuación se determina el costo total del equipamiento, teniendo en cuenta que algunos de los valores anteriores deben ser corregidos, por un lado por el costo de instalación, y por otro lado, por los años de diferencia entre el valor hallado y el año del proyecto. En la Tabla 6.5 se encuentran detallados cada uno de estos valores.

En cuanto a la instalación, dado que cada uno de los equipos anteriormente descritos posee una instalación con diferente grado de complejidad, se planteó un multiplicador diferente para cada familia de equipos, obtenidos de un anexo del capítulo 21 del libro de Walas (4). Este multiplicador varía desde un 20% hasta un 100% para las bombas, excluyéndose de este método aquellos equipos cuya instalación ya fue considerada.

Con respecto al tiempo, 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, el precio presente se puede calcular mediante la Ecuación 6.8.

$$\text{Valor a tiempo presente} = \text{Valor a tiempo base} \cdot \frac{\text{Índice a tiempo presente}}{\text{Índice a tiempo base}} \quad \text{Ecuación 6.8}$$

Existen publicaciones internacionales, como las que se muestran 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). Para este caso se considera el índice del año 2019 (7).

Tabla 6.5- Resumen de los costos totales de los equipos del proceso (7).

Equipos	Costo (US\$)	Instalación	Índice del año original	Índice del año 2019	Total
Trituración de mucanga	30.709,00	1,3	395,6 (2002)	757,5	76.442,59
Digestor continuo para cocción de mucanga	50.000,00	1,3	El precio está actualizado. (8)		65.000,00
Intercambiadores	34.869,74	1,9	347,5 (1985)	677,3	129.130,42
Reactor de hidrólisis	50.885,50	1,7	347,5 (1985)	757,5	188.569,22
Destiladores flash ácidos	44.782,28	1,4	347,5 (1985)	757,5	136.666,49
Destilador flash glicerol-agua	23.854,97	1,4	347,5 (1985)	757,5	72.800,56
Torre destilación	132.813,00	2,1	395,6 (2002)	757,5	534.055,31
Sistema de vacío	97.102,24	1,7	264,7 (1979)	757,5	472.396,71
Cristalizador	150.800,00	1,9	703,7 (2014)	757,5	308.425,23
Filtro prensa de membrana	228.300,00	1,4	668 (2014)	757,5	362.443,34
Evaporador simple efecto	283.303,00	1,5	395,6 (2002)	757,5	481.890,77
Reactor de glicerólisis	37.835,90	1,5	347,5 (1985)	757,5	123.715,23
Sistema de agitación	10.123,00	1,2	395,6 (2002)	757,5	23.260,38
Bomba de alimentación de sebo para almacenar	14.000,00	1,4	939,3 (2014)	1060,6	22.131,12
Bomba de alimentación de sebo a hidrólisis	25.800,00	1,4	939,3 (2014)	1060,6	40.784,49
Bomba de alimentación de agua a hidrólisis	15.300,00	1,4	939,3 (2014)	1060,6	24.186,15
Bomba de alimentación de sebo a glicerólisis	5.100,00	1,4	939,3 (2014)	1060,6	8.062,05
Caldera	733.900,00	1,5	395,6 (2002)	757,5	2.107.921,83
Torre de enfriamiento	70.500,00	El precio incluye instalación	395,6 (2002)	757,5	134.994,31
<b>Total de equipos (US\$)</b>					<b>5.312.876,20</b>

Para contemplar el costo de fletes e importación de los equipos se asume que todos ellos son adquiridos en el exterior y se aplica un 30% (9) sobre el valor total de los equipos. Finalmente, la inversión en equipos ( $I_E$ ) resulta igual a US \$6.096.739,06.

### 6.2.3 Estimación de la Inversión Fija

De manera de poder estimar la inversión fija, se emplea el método de estimación por factores explicado anteriormente. La inversión fija se divide en componentes directos e indirectos. Cada uno de estos rubros debe estimarse por separado y su magnitud variará considerablemente según la naturaleza del proyecto. Los mismos se obtienen de la Tabla 6.6.

**Tabla 6.6-** Método de estimación de la inversión fija por factores. (9)

Valor del Equipo Instalado de Proceso	$I_E$
<b>Factores experimentales como fracción de <math>I_E</math></b>	
<b>Tuberías de Proceso</b>	$f_1$
Proceso de sólidos	0,07-0,10
Proceso mixto	0,10-0,30
Proceso de fluidos	0,30-0,60
<b>Instrumentación</b>	$f_2$
Control poco automatizado	0,02-0,05
Control parcialmente automatizado	0,05-0,10
Control complejo, centralizado	0,10-0,15
<b>Edificios de fabricación</b>	$f_3$
Construcción abierta	0,05-0,20
Construcción semiabierta	0,20-0,60
Construcción cerrada	0,60-1,00
<b>Plantas de servicios</b>	$f_4$
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
<b>Conexiones entre unidades</b>	$f_5$
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
<b>Inversión directa</b>	$I_d = I_E \cdot (1 + \Sigma f_i)$

Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
Ingeniería y construcción	$f_{11}$
Ingeniería inmediata	0,20-0,35
Ingeniería compleja	0,35-0,50
Factores de tamaño	$f_{12}$
Unidad comercial grande	0,00-0,05
Unidad comercial pequeña	0,05-0,15
Unidad experimental	0,15-0,35
Contingencias	$f_{13}$
De la compañía	0,10-0,20
Variaciones imprevistas	0,20-0,30
Procesos exploratorios	0,30-0,50
Factor de inversión indirecta	$f_I = \sum f_{ii} + 1$
Inversión fija	$I_F = I_E \cdot (1 + \sum f_i) \cdot f_I$

Los factores de Inversión Directa ( $f_i$ ) se definen en la Tabla 6.7 que se presenta a continuación.

**Tabla 6.7-** Factores de inversión directa.

Factor	Valor	Justificación
Tuberías de Proceso	0,3	Si bien en las primeras etapas del proceso relacionadas al acondicionamiento del sebo se transportan sólidos, se cuenta con una presencia predominante de fluidos - tanto líquidos como vapores - en el resto de los procesos involucrados en la transformación de la materia prima. Por esto se considera un proceso mixto con mayor proporción de fluidos que sólidos a transportar.
Instrumentación	0,1	El proceso cuenta con ciertas etapas en las cuales el control de temperatura, presión y caudal son cruciales tanto desde el punto de vista operativo como desde la seguridad del proceso. Por esto se propone adoptar un control complejo. Se asume que bastará con tomar el extremo inferior del rango propuesto en la Tabla 6.6.
Edificios de fabricación	0,4	Dentro de este factor se contempla la necesidad de construcciones abiertas o cerradas tanto para las diferentes etapas del proceso como para el sector de oficinas y talleres de mantenimiento. Algunos equipos podrán ubicarse al aire libre, con lo cual se opta por una construcción semiabierta.
Plantas de servicios	0	Los servicios requeridos para el proceso se tomarán de las redes de distribución que se encuentran en el parque industrial donde se instalará la planta, por lo que este factor es igual a cero.
Conexiones entre unidades	0,1	Será necesario conectar las diferentes sub-plantas que integran el proceso, puesto que las diferentes unidades se encontrarán separadas. Por esto se decide tomar el promedio del intervalo sugerido en la Tabla 6.6 para este tipo de conexiones entre unidades.
Suma de los factores de inversión directa		$\sum f_i = 0,9$

A partir de estos factores es posible obtener el costo de la inversión directa mediante la Ecuación 6.9.

$$I_d = I_E \cdot (1 + \Sigma f_i) \quad \text{Ecuación 6.9}$$

La inversión directa ( $I_d$ ) resulta igual a **US \$13.122.804,21**.

Con respecto a los factores de inversión indirecta ( $f_i$ ), se definen en la siguiente Tabla 6.8.

**Tabla 6.8-** Factores de inversión indirecta.

Factor	Valor	Justificación
Ingeniería y construcción	0,425	Este factor resume los gastos destinados a la administración y dirección del proyecto, al trabajo de ingeniería en general, confección de planos, servicios temporarios y equipos empleados en la construcción. Debido a que los requerimientos del procesos en sus distintas etapas son muy diversos y al hecho de que la planta se debe montar desde cero se asume que la ingeniería es compleja.
Factores de tamaño	0,05	Se cuenta con equipos de gran tamaño asociados principalmente a la producción de ácidos grasos y puesto que el volumen de producción es importante, comparado con el resto de las industrias del país, se asume que se trata de una unidad comercial grande.
Contingencias	0,25	En este rubro se consideran los acontecimientos imprevistos que puedan generar un gasto adicional.
Suma de los factores de inversión indirecta	$\Sigma f_{li} = 0,725$	

A partir de estos factores es posible obtener el valor de la inversión fija según la Ecuación 6.10:

$$I_F = I_d \cdot (1 + \Sigma f_{li}) \quad \text{Ecuación 6.10}$$

La inversión fija ( $I_F$ ) resulta en **US \$22.636.837,27**.

Sumando el valor del costo del terreno se obtiene la inversión fija total de acuerdo a la Ecuación 6.11.

$$I_{FT} = I_F + \text{terreno} \quad \text{Ecuación 6.11}$$

Se obtiene entonces un valor de inversión fija total ( $I_{FT}$ ) de **US \$25.036.837,27**.

## 6.2.4 Capital de trabajo e inversión total

En este componente de la inversión total se incluyen aquellos gastos en los que debe incurrir la empresa desde que la planta se encuentra en condiciones de comenzar a producir hasta que comienza a percibir ingresos por ventas. Los principales rubros que lo componen son:

- ➔ Existencias de materia prima, repuestos, productos semi-elaborados y terminados.
- ➔ Efectivo disponible para afrontar la operación de la planta en términos de salarios, materia prima y servicios.
- ➔ Créditos a compradores, considerados como cuentas a cobrar.
- ➔ Créditos de proveedores - debe restarse a los valores anteriores -.

Si se busca que la estimación sea lo más conservadora posible es conveniente no considerar los créditos a proveedores y no contar con este dinero a la hora de determinar el capital necesario para afrontar el proyecto.

El monto de dinero que debe invertirse en capital de trabajo se puede estimar como el costo mensual de producción sin depreciación por el número de meses que se otorguen créditos a clientes. En este caso el costo mensual de producción sin depreciación es de **US \$689.269,05/mes**, que se obtiene en la Sección 6.3.3 a continuación, mientras se asume que se otorgarán 3 meses de crédito a clientes. El capital de trabajo ( $I_W$ ) resulta igual a **US \$2.067.807,15**.

A partir de este valor y conociendo la inversión fija total necesaria para la planta de procesos se estima finalmente la inversión total a partir de la Ecuación 6.12.

$$I_T = I_{FT} + I_W$$

Ecuación 6.12

Entonces, se obtiene que la inversión total ( $I_T$ ) es de **US \$27.104.644,42**.

## 6.3 Estimación del costo de operación (OpEx)

Los costos de producción son aquellos destinados a mantener la planta trabajando al nivel de producción estipulado y pueden dividirse en dos categorías, a saber: los costos fijos, que son independientes de la producción, y los costos variables, que son proporcionales a la producción. A continuación se analizará cada uno de ellos.

### 6.3.1 Costos fijos

#### 6.3.1.1 Depreciación

La mayoría de los bienes va perdiendo valor a medida que crece la antigüedad. El costo de depreciación representa esta disminución de valor. Se elige el método de la línea recta, dado que es el método utilizado por el gobierno argentino para los impuestos. Se considera un valor residual equivalente al 10% de la inversión fija de la planta. Por otro lado, se estima que la vida útil del proyecto será de 20 años.

$$C_D = \frac{1}{n} \cdot (I_F - L)$$

Ecuación 6.13

Siendo:

- ➔  $C_D$ : costo anual de depreciación.
- ➔  $n$ : número de años de vida útil.
- ➔  $L$ : valor residual al final de la vida útil de un bien.
- ➔  $I_F$ : inversión fija sin considerar el terreno.

El costo de depreciación anual resulta igual a **US \$1.018.657,68/año**.

### 6.3.1.2 Impuestos y seguros

Los impuestos corresponden a impuestos fijos a la propiedad. Se estima como entre el 0,5% y el 1% de la inversión fija. Usualmente las empresas que se establecen en parques industriales en la provincia de Buenos Aires suelen contar con ventajas impositivas, por lo cual este rubro se considerará como el 0,5% de la inversión fija. El costo de seguros incluye seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y para las mercaderías (pérdidas parciales o totales), días caídos, entre otros. Se estima como un 1% de la inversión fija.

$$\text{Costo de seguros e impuestos} = 0,015 \cdot I_F$$

Ecuación 6.14

El costo anual de seguros e impuestos será equivalente a **US \$339.552,56/año**.

### 6.3.1.3 Financiación

El proyecto se financia únicamente con capital propio, por lo que no posee costos de financiación.

### 6.3.1.4 Ventas y distribución

Incluye los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados del departamento ventas, los gastos de embarque y transporte, los gastos extras asociados con las ventas, los servicios técnicos de venta y la participación en ferias, entre otros. Se estima entre el 1% y el 5% de las ventas anuales, con la planta operando al 100% de su capacidad. Puesto que en este caso se ofrece una gama de productos acotada que no requiere de servicio técnico por parte de la empresa una vez comercializado el producto se asume que este rubro corresponde al 1,5% de las ventas anuales.

$$\text{Costo de ventas y distribución} = 0,015 \cdot V_T$$

Ecuación 6.15

En la Sección 6.4.1 que se encuentra a continuación se detallan los ingresos anuales por ventas, que hacen que los costos de venta y distribución sean iguales a **US \$752.661,41/año**.

### 6.3.1.5 Administración y dirección

Este componente del costo de producción incluye todos los gastos de la administración de la empresa, como los salarios del personal administrativo, asesoría legal, servicio médico, auditorías. Además, contempla los gastos de dirección de la empresa. Se estima entre el 20% y el 40%. Para este caso puntual se calcula como un 20% del costo de mano de obra directa para la empresa operando al 100% de su capacidad.

$$\text{Costos de administración y dirección} = 0,3 \cdot C_{MO}$$

Ecuación 6.16

En la Sección 6.3.2.3 se detallan los costos de mano de obra directa, a partir de los cuales se estima que los costos de administración y dirección alcanzan los **US \$95.875,80/año**.

### 6.3.1.6 Investigación y desarrollo

Los gastos de investigación y desarrollo incluyen salarios generales y salarios del personal directamente relacionado con este tipo de tarea, los gastos fijos y de operación de toda la maquinaria y equipos utilizados, el costo de materiales y suministros, gastos generales directos y costos varios. Habitualmente se estima entre el 0% y el 5% de los ingresos anuales por ventas, para el 100% de la capacidad de diseño. En este caso se calcula como un 0,5% del valor de los ingresos por ventas anuales, dado que se propone continuar desarrollando el producto a lo largo de la vida útil del proyecto.

$$\text{Costos de investigación y desarrollo} = 0,01 \cdot V_T$$

Ecuación 6.17

En la Sección 6.4.1 que se encuentra a continuación se detallan los ingresos anuales por ventas, que hacen que los costos de investigación y desarrollo sean iguales a **US \$501.774,27/año**.

## 6.3.2 Costos variables

### 6.3.2.1 Materias primas

La mucanga es un subproducto de la carne vacuna, que de no ser reutilizado sería considerado como desperdicio. Debido a esto, la materia prima de este proyecto tiene un precio relativamente bajo, y queda determinado de acuerdo a la empresa cárnica de la cual se adquiere. En promedio, se obtiene que el precio no supera los US \$0,024 por kilo de mucanga al 2 de Noviembre de 2020 (10).

Por otro lado, se necesitan como materia prima agua y glicerol para operar en cada uno de los dos reactores del proyecto. Mientras que el agua se obtiene del suministro de red, y por ende su costo es calculado en la sección correspondiente a los servicios, el glicerol es un subproducto del proceso y por lo tanto no se debe realizar una inversión para adquirirlo.

Finalmente, es necesaria una determinada cantidad de hidróxido de calcio para emplear como catalizador en el reactor de glicerólisis. Sin embargo, esta cantidad es reducida debido a que constituye el 1% de los reactivos en dicho reactor. A su vez, su precio es de US \$0,43 por kilo de hidróxido de sodio al 2 de Noviembre de 2020 (11).

Las cantidades y costos de las materias primas mencionadas se encuentran detallados en la Tabla 6.9.

**Tabla 6.9-** Cantidad y costos de las materias primas necesarias en el proceso.

Materia prima	Cantidad (kg/h)	Cantidad (tn/año)	Precio (US\$/ton)	Costo anual (US\$/año)
Mucanga	20.000,00	158.400,00	24	3.801.600,00
Hidróxido de Calcio	13,47	106,67	430	45.868,1

El costo anual de materia prima, teniendo en cuenta 330 días operativos, resulta igual a US \$3.847.468,1.

### 6.3.2.2 Envases

Para determinar el tipo de envases que se requieren se debe tener presente la presentación del producto. Tanto la mezcla de ácido esteárico y palmítico como la de mono y diglicéridos se comercializa en escamas, en “big bags” de 600 kg, cuyo costo es de 3,50 US\$ por bolsa (12). El expeller decide venderse a granel, por su mayor volumen de producción, con lo cual el costo de envases será nulo. El ácido oleico se presenta en estado líquido, en tambores de 200 L, cuyo valor es de 5,00 US\$ por unidad (13). Conociendo el volumen anual generado de cada uno de estos productos es posible establecer el costo anual de envases, de acuerdo a las Ecuaciones 6.18 y 6.19.

$$\text{Costo de envases para líquidos} = \frac{W_{\text{ácido oleico}}}{P_{\text{ácido oleico}}} \cdot \frac{\text{Costo de tambor}}{\text{Volumen de tambor}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} \cdot 330 \frac{\text{días}}{\text{año}}$$

Ecuación 6.18

$$\text{Costo de envases para sólidos} = (W_{\text{mezcla de ácidos}} + W_{\text{mezcla de glicéridos}}) \cdot \frac{\text{Costo de big bag}}{\text{Peso de una big bag}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} \cdot \frac{\text{días}}{\text{año}}$$

Ecuación 6.19

Donde “W<sub>i</sub>” representa el caudal másico de cada producto en kg/h, la densidad del ácido oleico “ρ” debe expresarse en kg/L. Los valores empleados se detallan en la Tabla 6.10.

Tabla 6.10 - Parámetros necesarios para la estimación del costo de envases.

W <sub>mezcla de ácidos</sub>	1.824,75 kg/h
W <sub>mezcla de glicéridos</sub>	1.346,80 kg/h
W <sub>ácido oleico</sub>	1.534,00 kg/h
ρ <sub>ácido oleico</sub>	0,89 kg/L

El costo anual de envases es igual a **US \$487.797,52/año**.

### 6.3.2.3 Mano de obra y supervisión

Los costos de mano de obra incluyen los sueldos de los empleados cuyos esfuerzos están directamente asociados al producto elaborado. Donde las dos variables a tener en cuenta son el costo de la hora - hombre y el número de horas - hombre requeridas por el procesos. A partir del método de Henry Wessel se determina la cantidad de operarios en la planta. Dicho método establece relaciones exponenciales entre las etapas identificables en el proceso y la producción. La Ecuación 6.20 representa las siguientes relaciones.

$$\text{Requerimiento} = W \cdot \text{Capacidad}^{0,24} \cdot \text{N}^{\circ} \text{ de etapas del proceso}$$

Ecuación 6.20

Donde W depende del tipo de proceso, para el caso de múltiples unidades pequeñas, para aumentar la capacidad u operaciones totalmente discontinuas, W adopta el valor de 23. Para condiciones medias y que opera con sólidos, el valor de W es 17; y para el caso de equipos grandes, automatizados o plantas que solo procesan fluidos, el valor de W es 10 (valor que se considera en este caso).

Con respecto a la capacidad de la planta la cual se determinó en la Sección 2.4, la misma es de 134,37 ton/día (considerando que la misma trabaja al 100% de producción).

En cuanto al número de etapas, se considera 1 etapa para el recibimiento de materia prima, 1 etapa para todo el acondicionamiento de materia prima, 2 etapas para los sistemas de reactores, 2 etapas para el sistema de separación/obtención de productos, 1 etapa para el tratamiento del glicerol y 1 etapa para el despacho y almacenamiento de los productos, resultando un total de 8 etapas de proceso. Reemplazando los valores de estos parámetros en la Ecuación 6.14, se obtiene un requerimiento de **260,73 horas-hombre/día**.

Dado que la jornada laboral estipulada es de 8 horas diarias, se presume entonces que se requiere un total de 33 empleados, distribuidos en 3 turnos, lo que resulta 11 empleados por turno. Planificando que cada

operario tiene un día y medio a la semana de franco, por lo cual los franqueros serán 10. Dando un total de 43 empleados.

Según el Convenio Colectivo de Trabajo de la Federación Argentina de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas de agosto del 2019, se determinaron los salarios básicos de los operarios (14), el cual tiene un valor de 138.903 \$/mes (192,92 \$/h). A este valor se le aplican las cargas sociales, se encuentran entre un 30% y un 45%, consideradas en este caso como un 35% del sueldo básico. Luego, se consideran un total de 13 sueldos al año, considerando el aguinaldo de los empleados. Después de todo este proceso, se calcula el monto anual correspondiente a sueldos de los operarios, lo cual se muestra en la Tabla 6.11:

**Tabla 6.11- Costos correspondientes a la mano de obra y supervisión.**

Costo hora - hombre	192,92 \$/hh	2,30 US\$/hh
Costo hora hombre (con 35% de cargas sociales)	260,44 \$/hh	3,12 US\$/hh
Costo por día	67.558,10 \$/día	809,10 US\$/día
Costo anual mano de obra directa (365 días al año + aguinaldo)	26.685.450 \$/año	319.586 US\$/año

En cuanto a los costos de supervisión, comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. Los mismos se estiman entre un 10% y un 25% del costo de mano de obra, en este caso se considera un 20%. El costo anual de supervisión es igual a **US \$63.917,20/año**.

Entonces, el costo total de mano de obra y supervisión resulta en **US \$383.503,20**.

### 6.3.2.4 Servicios

En este apartado se debe estimar el costo de aquellos servicios necesarios para la producción del bien ofrecido y quedarán establecidos por los requerimientos particulares del proceso. Se contemplan servicios como energía eléctrica, gas natural, agua, vapor, aire comprimido.

Será necesario establecer el consumo requerido de cada servicio por parte de los equipos que conforman la planta y, del cuadro tarifario que se encuentre en vigencia para la zona en la que se instala la planta, el valor de cada uno de los servicios necesarios.

Por lo general, para establecer el consumo total deben tenerse en cuenta tanto el consumo específico - cuando se trabaja a la capacidad estipulada - como el consumo pico (cuando la planta opera a su máxima capacidad). Sin embargo, para establecer una primera aproximación se calculará el consumo de los equipos cuando la planta se encuentre en régimen normal de operación.

#### 6.3.2.4.1 Energía eléctrica

En este punto se considera la energía eléctrica demandada por los equipos que tienen influencia en el proceso productivo y la iluminación de los espacios donde estos se encuentran. En la Tabla 6.12 se detalla el consumo de los equipos presentes en la planta y el total resultante. La iluminación del proceso se ha calculado como el 10% de la energía total consumida por la maquinaria que interviene en él (15). Para

estimar el consumo anual se debe considerar que la planta opera 330 días al año. Se considera la cotización del dólar compra oficial del Banco de la Nación Argentina igual a 83,5 \$/US\$.

**Tabla 6.12- Consumo eléctrico de equipos.**

Equipo	Consumo [kW]	
Tornillo sinfín	7,18	
Trituradora de mucanga	74,57	
Prensa de extracción de sebo	200	
Bomba de alimentación de sebo para almacenamiento	4	
Trituradora de sólido prensado	55	
Bomba de alimentación de sebo al reactor de hidrólisis	22	
Bomba de alimentación de agua al reactor de hidrólisis	5,29	
Bomba de alimentación de sebo al reactor de glicerólisis	1,12	
Agitador del reactor de glicerólisis	7,07	
Ventilador de torre de enfriamiento	66,23	
Iluminación del proceso	44,25	
<b>Consumo total</b>	<b>3.854,74 MWh/año</b>	
<b>Costo del servicio</b>	<b>7,97 \$/kWh (16)</b>	<b>0,095 US\$/kWh</b>
<b>Costo total</b>	<b>30.722.050,81 \$/año</b>	<b>366.197,59 US\$/año</b>

#### 6.3.2.4.2 Agua

Se deben tener en cuenta dos aspectos importantes con respecto al agua que se utiliza en la planta, por un lado el agua que se precisa incorporar en la puesta en marcha de la misma, es decir, únicamente en el primer año, ya que una vez que ingresa, comienza a formar parte de un circuito cerrado dentro del proceso. Y por otro lado, el costo que se genera a nivel mensual debido al agua que se toma de la red.

En el caso del vapor se suministra agua a la caldera para la generación de vapor que se destina principalmente a los eyectores, al reactor de hidrólisis, al rehervidor de la torre de destilación y al evaporador. Se estima que dicha cantidad es igual a la cantidad de vapor requerido (214,29 m<sup>3</sup>/h) más un 1,5% como margen de error, por lo tanto son necesarios 3,21 m<sup>3</sup>/h adicionales. El vapor será recuperado por condensación y se reutilizará como agua de alimentación de la caldera. La reposición de la caldera es función de las pérdidas de vapor/condensado, el cual se considera como un 20% del caudal de vapor a

producir (43,50 m<sup>3</sup>/h), y de la purga que se realice, es de un 6%, 13,05 m<sup>3</sup>/h. Dichos valores se determinan en la Sección 5.3.3.1.

Con respecto a la torre de enfriamiento se dan las mismas características que la caldera, por un lado se encuentra el agua que se precisa por única vez en la puesta en marcha y por otro lado, la que genera el consumo de la misma. El agua que se requiere en primera instancia (considerando una densidad de 1000 kg/m<sup>3</sup>) es de 93,79 m<sup>3</sup>/h. En cuanto al agua de reposición el caudal requerido es de 3,34 m<sup>3</sup>/h. Dichos valores se determinan en la Sección 5.3.3.2.3.

Además se debe considerar el caudal que requiere por única vez el reactor de hidrólisis, equivalente a 1911,60 kg/h. Considerando una densidad de 1000 kg/m<sup>3</sup> resulta igual a 1,91 m<sup>3</sup>/h.

En resumen, se presentan en la Tabla 6.13 los valores antes mencionados, junto con el costo total de agua, que se requiere en la planta. El valor del metro cúbico se estableció teniendo en cuenta la ubicación de la planta, es decir, el Parque Industrial de Pilar, que depende de ABSA (Aguas Bonaerenses S.A) y la cantidad requerida de m<sup>3</sup>/año (se considera 24h/día, 330 días/año), el cual tiene un valor de 11,10 \$/m<sup>3</sup> (17). A su vez, para los usuarios con consumos intensivos que superen los 1000 m<sup>3</sup> se debe aplicar un coeficiente de consumo igual a 2. Se considera el dólar compra oficial (83,5 \$/US\$) del Banco de la Nación Argentina (18).

**Tabla 6.13-** Caudales de agua que se requieren en la planta y su costo total.

Equipo	Detalle	Para el primer año (m <sup>3</sup> /h)	Para los años siguientes (m <sup>3</sup> /h)
Caldera	Caudal de vapor para el proceso	217,50	-
	Purga y pérdidas	56,55	56,55
Torre de enfriamiento	Caudal de agua del proceso	93,79	-
	Pérdidas	3,34	3,34
Reactor de hidrólisis		1,91	-
Total de caudales (m <sup>3</sup> /h)		373,09	59,89
Consumo total (m <sup>3</sup> /año)		2.954.872,80	474.328,80
Costo del servicio (US\$/m <sup>3</sup> )		0,27	0,27
Costo anual (US\$/año)		797.815,66	128.068,78

#### 6.3.2.4.3 Gas

Se considera que el mayor consumo de gas natural está dado por la caldera, el cual se determinó en la Sección 5.3.3.1, con un valor de 233,43 m<sup>3</sup>/h el consumo es alto, con los cual la planta entra en la categoría de Grandes Usuarios según la legislación vigente, el cual se define como usuario "ID". Este tipo de usuarios tiene una contratación directa con las empresas transportistas de gas. En este caso, debido a que la ubicación de la planta depende de MetroGAS, el valor de metro cúbico es de 10,14 \$/m<sup>3</sup> (19). Se presentan en la Tabla 6.14 los valores antes mencionados, junto con el consumo anual de gas.

**Tabla 6.14-** Consumo y costos de gas de la planta.

Consumo total	1.848.765,60 m <sup>3</sup> /año
Costo del servicio	0,12 US\$/m <sup>3</sup>
Costo total	221.851,87 US\$/año

### 6.3.2.5 Mantenimiento

Incluye los costos de materiales, mano de obra y supervisión, empleados en todas las tareas relativas a la reparación, revisión y mantenimiento de equipos y edificios. Se estima entre un 2% y un 11% de la inversión fija. Como criterio para la estimación pueden emplearse los valores consignados en la Tabla 6.15.

**Tabla 6.15-** Costo de mantenimiento como porcentaje de la inversión fija.

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 complejo, con corrosión considerable y alta instrumentación	3 - 5	4 - 6	7 - 11

A partir de estos valores, teniendo en cuenta que algunos equipos que forman parte del proceso operan con vapor a 50 bar de presión y requerirán mantenimiento e inspección intensivos para evitar o subsanar cualquier falla se asume que se trata de un proceso complejo y que el costo anual de mantenimiento será el 3% de la inversión en equipos.

$$\text{Costo de mantenimiento} = 0,03 \cdot I_E$$

Ecuación 6.21

De este modo, conociendo la inversión fija necesaria para llevar a cabo el proyecto, el costo de mantenimiento resulta igual a **US \$182.902,17/año**.

### 6.3.2.6 Suministros

Incluye los materiales usados por la planta industrial, excluyendo los costos que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. A modo de ejemplo, se incluyen este rubro los aceites lubricantes, material de vidrio, guantes, reactivos, material para limpieza. Se estima entre un 0,5% y un 1% de la inversión fija. Para este caso se asumirá que representa el 1% de la inversión fija.

$$\text{Costo de suministros} = 0,01 \cdot I_F$$

Ecuación 6.22

El costo de suministros resulta igual a **US \$226.368,37/año**.

### 6.3.2.7 Laboratorio

Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos. Se estiman entre un 2% y un 20% del costo de mano de obra directa al nivel de producción estipulado para cada año. Puesto que los productos que ofrece la empresa estarán destinados, en parte, a la industria alimenticia los controles de calidad deberán ser relativamente estrictos, por lo cual se asume que el costo de laboratorio alcanza el 10% del costo de mano de obra directa.

$$\text{Costo de laboratorio} = 0,15 \cdot C_{MO}$$

Ecuación 6.23

El costo de laboratorio es equivalente a **US \$47.937,90/año**.

### 6.3.2.8 Regalías y patentes

No se ha empleado ningún tipo de licencia en el desarrollo del proceso, por lo cual este costo puede considerarse igual a cero.

## 6.3.3 Costos de operación totales

A continuación se detalla un resumen de los costos de la planta tanto fijos como variables, a partir de los cuales se determinan los costos de operación totales que se muestran en la Tabla 6.16 y su distribución se observa en la Figura 6.2.

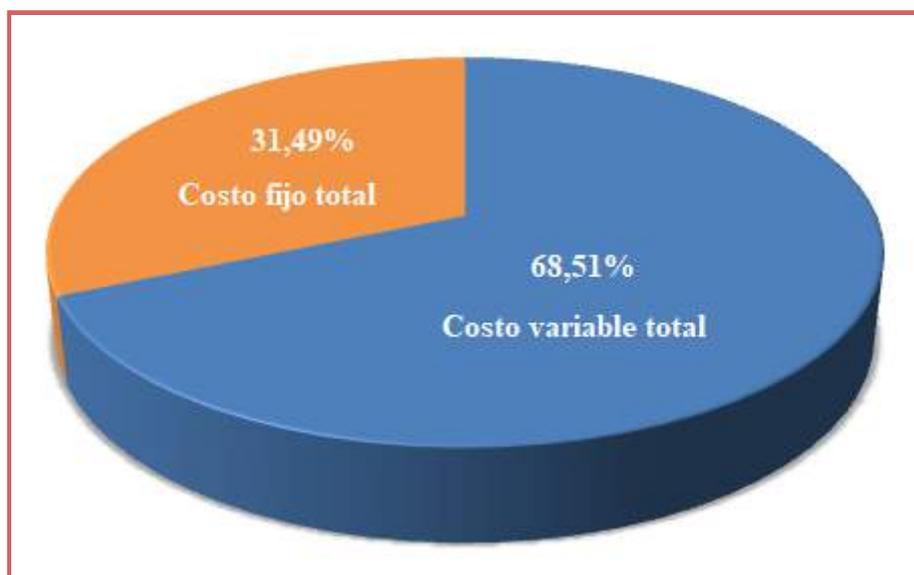


Figura 6.2- Distribución del costo total de la planta.

El costo variable representa el 68,51% de los costos totales de la planta, y está determinado por los distintos costos previamente mencionados. Como puede observarse en la Figura 6.3, la materia prima es el factor con mayor influencia en el costo variable siendo un 65,30% del mismo.

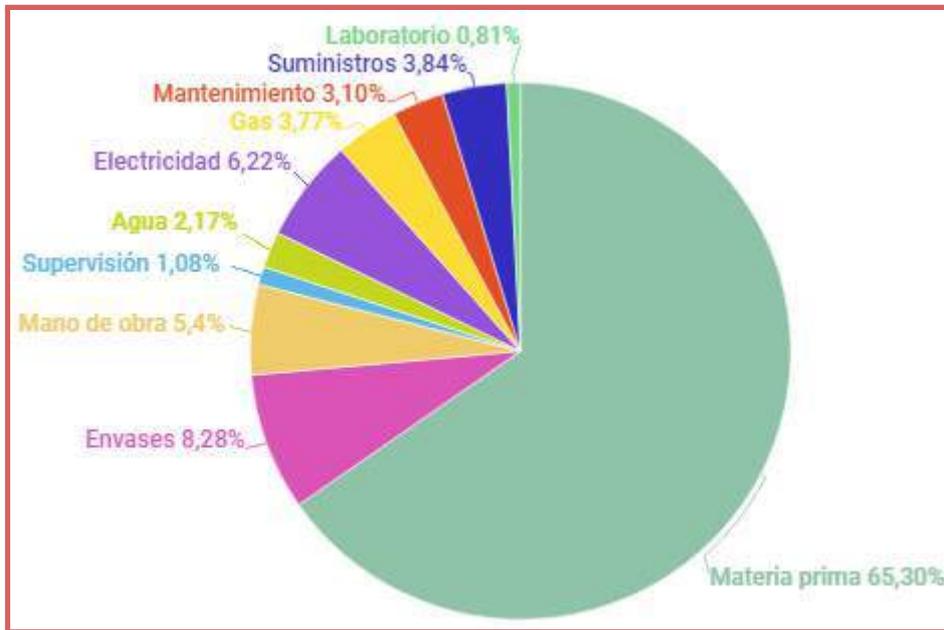


Figura 6.3- Distribución del costo variable total.

Por otro lado, el costo fijo constituye el 31,49% del costo total de la planta, y su distribución ve una marcada influencia por los costos de depreciación, como puede verse en la Figura 6.4.

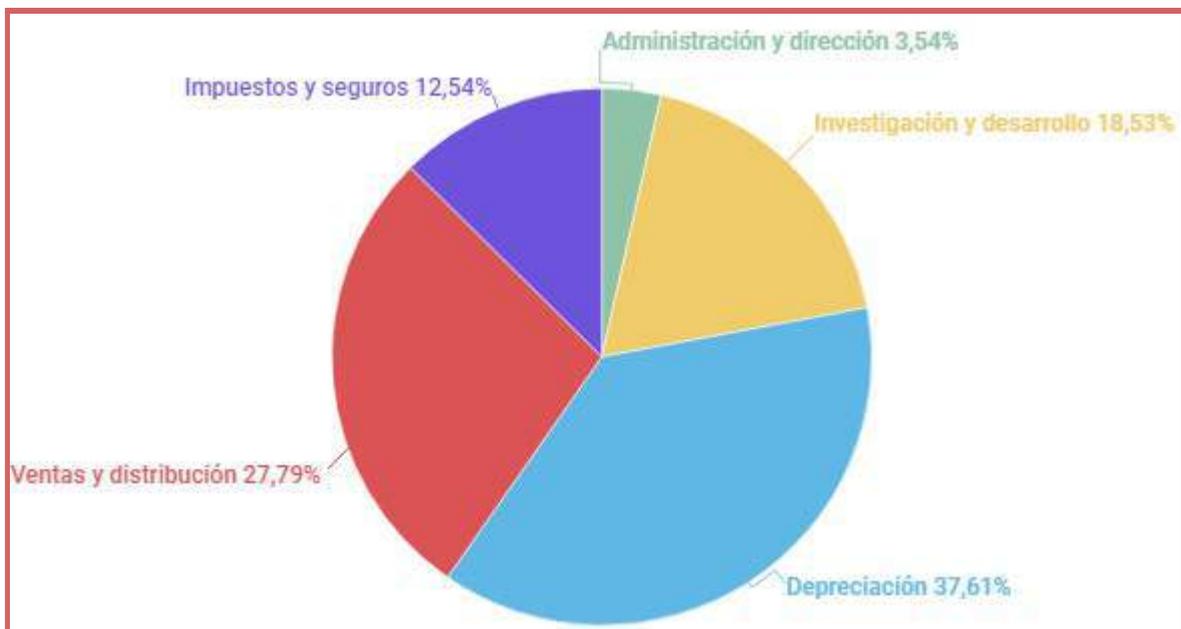


Figura 6.4- Distribución del costo fijo total.

Para el cálculo de los costos unitarios se analizará en qué proporción afecta cada uno de los productos principales a la producción total de la planta. En este sentido no se tiene en cuenta el expeller que se obtiene como subproducto en el proceso, porque su costo de venta es bajo y su volumen de producción relativamente menor al de los productos principales por lo que se asume que el resultado obtenido no será

representativo. El volumen total de producción para los tres productos principales es de 4705,55 kg/h, la mezcla de ácidos esteárico y palmítico representa el 38,78% de la producción total, la mezcla de glicéridos equivale al 28,62% del total y el 32,60% restante viene dado por el ácido oleico.

Tabla 6.16- Resumen de costos.

Costos	Valor	Costos de operación totales
Costo fijo total	US \$2.708.521,72/año	US \$8.600.617,23/año
Costo variable total	US \$5.892.095,51/año	
Costo fijo unitario	US \$72,68/ton	US \$230,78/ton
Costo variable unitario	US \$158,10/ton	

En la Figura 6.5 se puede observar de una manera más directa que peso aporta cada uno de los costos en la totalidad del proceso. Nuevamente, tanto el costo de la materia prima como el de depreciación representan los mayores aportes al costo total, siendo la suma de ambos un 56,57% del total.



Figura 6.5- Distribución detallada del costo total de la planta.

## 6.4 Rentabilidad

Ya analizados los costos de inversión (CapEx) y de operación (OpEx), es necesario ahora realizar un análisis de rentabilidad del proyecto. Esto equivale a analizar si los ingresos generados superan a los costos y, en caso de suceder esto, en cuanto tiempo la ganancia logra amortizar la inversión realizada.

Se asumirá que la empresa opera, en el primer año, al 50% de su capacidad de diseño y que este porcentaje aumenta un 10% cada año, alcanzando su máxima capacidad en el sexto año de producción. El 100% de la capacidad productiva se da cuando la empresa procesa 20.000 kg/h de mucanga.

## 6.4.1 Ingreso por ventas

En primer lugar, es necesario analizar los precios de venta de cada uno de los productos generados, de modo de poder cuantificar los ingresos por ventas. En la Tabla 6.17 se incluyen estos valores acompañados del caudal de producción.

**Tabla 6.17-** Precio de los productos y volumen de producción.

Producto	Precio de venta	Caudal
Ácido esteárico en escamas (41% ácido esteárico, 44% ácido palmítico)	845 US\$/ton	1.824,75 kg/h
Ácido oleico (82% de pureza)	930 US\$/ton	1.534,00 kg/h
Mezcla de glicéridos (60% monoglicéridos, 23% diglicéridos)	2.500 US\$/ton	1.346,80 kg/h
Expeller (Valor Proteico 40 - 45)	275,4 US\$/ton (20)	4.560,00 kg/h

Tomando en cuenta el valor de cada producto y el volumen anual de producción es posible determinar los ingresos por ventas, cuyo valor es de **60.123.492 US\$/año** cuando la empresa opera al 100% de su capacidad, 330 días al año, las 24 horas del día.

## 6.4.2 Cuadro de fuentes y uso de fondos

En el cuadro que se presenta a continuación se puede visualizar el flujo de caja de cada año del proyecto dependiendo del porcentaje de operación de la planta en cada uno de ellos. Como se mencionó anteriormente, se estima que el proyecto tendrá una vida útil de 20 años.

Tabla 6.18- Cuadro de fuentes y uso de fondos.

Capacidad	Año 1 50%	Año 2 50%	Año 3 60%	Año 4 60%	Año 5 70%	Año 6 70%	Año 7 80%	Año 8 80%	Año 9 90%	Año 10 90%
<b>FUENTES</b>										
Capital propio	27.104.644,42									
Cajón del bofón	Q,00									
Ventas netas del ejercicio	25.088.713,65	25.088.713,65	30.106.456,38	30.106.456,38	35.124.199,11	35.124.199,11	40.141.941,84	40.141.941,84	45.159.684,57	45.159.684,57
Fuente (s)	25.088.713,65	25.088.713,65	30.106.456,38	30.106.456,38	35.124.199,11	35.124.199,11	40.141.941,84	40.141.941,84	45.159.684,57	45.159.684,57
<b>USOS</b>										
Activos	25.036.637,27									
Activos de inversión	2.067.807,15									
Capital de préstamos	5.989.442,91	5.054.569,47	6.243.779,03	6.243.779,03	6.832.988,58	6.812.988,58	7.422.198,13	7.422.198,13	8.011.407,68	8.011.407,68
Fuente (s)	33.094.087,13	5.054.569,47	6.243.779,03	6.243.779,03	6.832.988,58	6.812.988,58	7.422.198,13	7.422.198,13	8.011.407,68	8.011.407,68
<b>Balance neto antes de impuestos</b>										
Ingresos	19.099.270,74	19.434.144,18	23.862.677,35	23.862.677,35	28.291.270,53	28.291.270,53	32.719.743,71	32.719.743,71	37.148.276,89	37.148.276,89
Gastos netos	6.684.744,76	6.801.950,46	8.351.957,07	8.351.957,07	9.401.923,69	9.401.923,69	11.451.910,30	11.451.910,30	13.001.896,91	13.001.896,91
Ganancia neta	12.414.525,98	12.632.193,71	15.510.740,28	15.510.740,28	18.389.286,85	18.389.286,85	21.267.833,41	21.267.833,41	24.146.379,98	24.146.379,98
Dejados a cargo legal	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68
<b>Flujo de caja</b>										
	13.433.183,66	13.650.851,39	16.500.397,96	16.500.397,96	19.407.944,53	19.407.944,53	22.086.491,09	22.086.491,09	25.165.037,66	25.165.037,66

Tabla 6.18. Cuadro de fuentes y uso de fondos.

Capacidad	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
<b>FUENTES</b>										
Capital propio										
Credito del banco										
Ventas netas al exterior	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50
Total (a)	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50	50177.427,50
<b>USO</b>										
Activos										
Aporte de capital										
Costos de producción	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23
Total (b)	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23	8.600.617,23
<b>Excedentes netos antes de impuestos</b>	41.576.810,07	41.576.810,07	41.576.810,07	41.576.810,07	41.576.810,07	41.576.810,07	41.576.810,07	41.576.810,07	41.576.810,07	41.576.810,07
Impuestos	14.551.883,52	14.551.883,52	14.551.883,52	14.551.883,52	14.551.883,52	14.551.883,52	14.551.883,52	14.551.883,52	14.551.883,52	14.551.883,52
Dividendos neto	27.024.926,55	27.024.926,55	27.024.926,55	27.024.926,55	27.024.926,55	27.024.926,55	27.024.926,55	27.024.926,55	27.024.926,55	27.024.926,55
Depreciaciones bajas	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68	1.018.657,68
<b>Flujo de caja</b>	28.041.584,03	28.041.584,03	28.041.584,03	28.041.584,03	28.041.584,03	28.041.584,03	28.041.584,03	28.041.584,03	28.041.584,03	28.041.584,03

### 6.4.3 Tasa de retorno sobre la inversión original

Para obtener la tasa de retorno sobre la inversión original primero debe calcularse el beneficio neto anual (considerado como el valor del Beneficio Neto Promedio), de acuerdo a la Ecuación 6.24 dividido la inversión total inicial, dando como resultado el porcentaje de la tasa de retorno.

$$BN_p = \frac{1}{n} \cdot \sum BN_j$$

Ecuación 6.24

Siendo “n” el número de años de vida útil del proyecto.

Dividiendo este último valor por la inversión total inicial ( $I_T$ ) según la Ecuación 6.25 da como resultado el porcentaje de la tasa de retorno.

$$I_{ROI} = \frac{BN_p}{I_T}$$

Ecuación 6.25

El valor que se obtiene, entonces, para la tasa de retorno sobre la inversión original ( $I_{ROI}$ ) es de **0,84**.

### 6.4.4 Valor presente

Se compara 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.

El valor de “i” será igual a la tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA), que representa la mínima tasa de interés preasignada para la cual se considerará rentable el proyecto. Si bajo estas circunstancias el valor presente es positivo, el proyecto se considerará rentable.

Para este tipo de proyectos de alto riesgo, puesto que se trata de instalaciones completamente nuevas es conveniente asumir una TRMA del 25% como mínimo.

$$VP = \sum \frac{FC_j}{(1+i)^j} - I_T$$

Ecuación 6.26

El valor presente que se obtiene de la Ecuación 6.26 es de **US \$44.380.704,73**.

## 6.4.5 Tasa interna de retorno

La tasa interna de retorno (TIR) se basa en la parte de la inversión que no ha sido recuperada al final de cada año, durante la vida útil del proyecto. Este valor determina la tasa de interés que se debería aplicar anualmente al flujo de caja, para que la inversión original sea igual a cero. Mediante la Ecuación 6.27 se obtiene entonces la máxima tasa de interés que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión.

$$VP = \sum \frac{FC_j}{(1 + TIR)^j} - I_T = 0$$

Ecuación 6.27

El valor de la tasa interna de retorno que se obtiene es de **57,2%**.

## 6.4.6 Tiempo de repago

El tiempo de repago ( $n_R$ ) representa el mínimo período teóricamente necesario para poder recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto.

En el caso de este proyecto, como los flujos de caja varían de un año a otro, se determinó el tiempo de repago de manera gráfica. En las Figuras 6.6 y 6.7 puede observarse el gráfico, de donde se concluye que el tiempo de repago es de **2 años**.

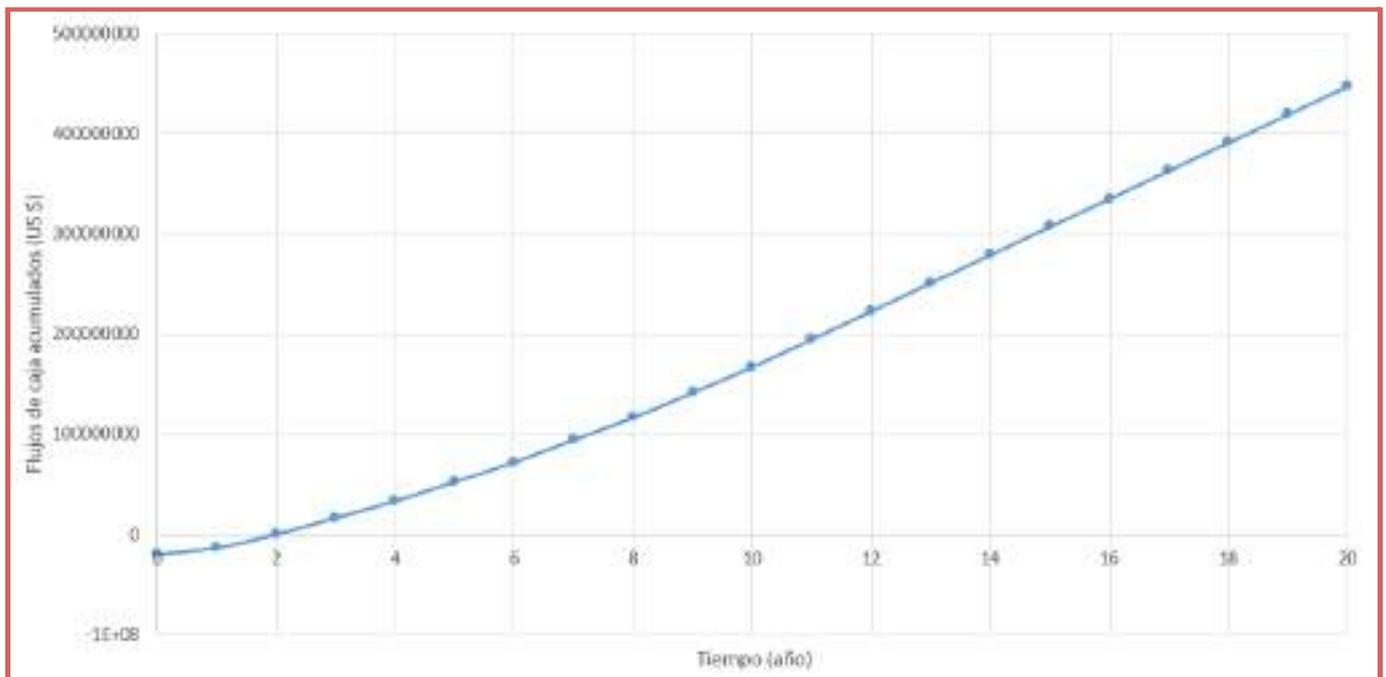


Figura 6.6- Gráfico de tiempo de repago.

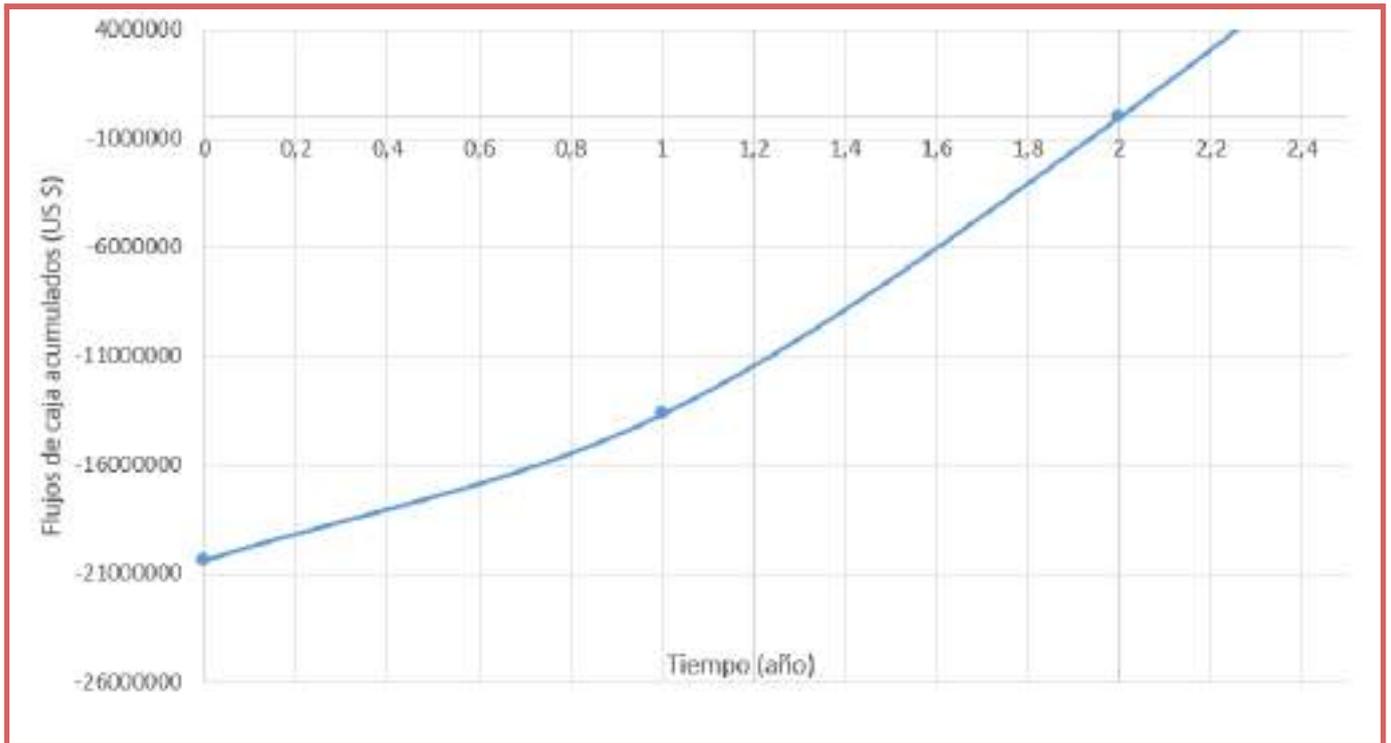


Figura 6.7- Gráfico de tiempo de repago ampliado.

### 6.4.7 Análisis de rentabilidad

Para analizar la rentabilidad del proyecto se tienen en cuenta el tiempo de repago, la TIR y el valor presente. Por un lado, el tiempo de repago de 2 años (es por mucho menor a la mitad de la vida útil del proyecto) muestra que el dinero invertido es recuperado rápidamente, lo cual es un indicador de rentabilidad para el proyecto. Puesto que el tiempo de repago no considera el valor temporal del dinero es necesario analizar o bien el valor presente o la TIR. La TIR es mayor que la TRMA (tasa de rentabilidad mínima aceptable, fijada en 25%), lo cual concuerda con un valor presente positivo. Ambos indicadores conducen a la misma conclusión con respecto a la rentabilidad del proyecto, que a la vez coincide con el resultado arrojado por el método del tiempo de repago.

A partir de estos indicadores se puede afirmar que el proyecto en cuestión tiene una **alta probabilidad de ser rentable**.

## 6.5 Punto de equilibrio

Para determinar el punto de equilibrio, se tiene en cuenta la expresión del Beneficio Neto Antes de Impuestos (BNAI), la cual se iguala a cero para determinar, en forma analítica, el punto de equilibrio.

$$BNAI = V - CT$$

$$0 = (P_V - C_{VU}) \cdot N_{EQ} - CFT$$

Ecuación 6.28

Debido a que se comercializan productos con diferentes precios de venta se calcula un único valor para “ $P_v$ ” como el promedio ponderado entre los precios de venta de cada producto individual y de acuerdo al nivel de producción de cada uno de ellos. El valor resultante para “ $P_v$ ” es de **US \$1.346,40**.

Dividiendo  $N_{EQ}$  por la capacidad de la planta (37.267,96 ton/año), se obtiene el punto de equilibrio como porcentaje de operación. Este punto puede ser encontrado gráficamente, como se observa en la Figura 6.8, donde dicho valor coincide con la intersección entre el costo total (CT) y el ingreso por ventas (Ventas).

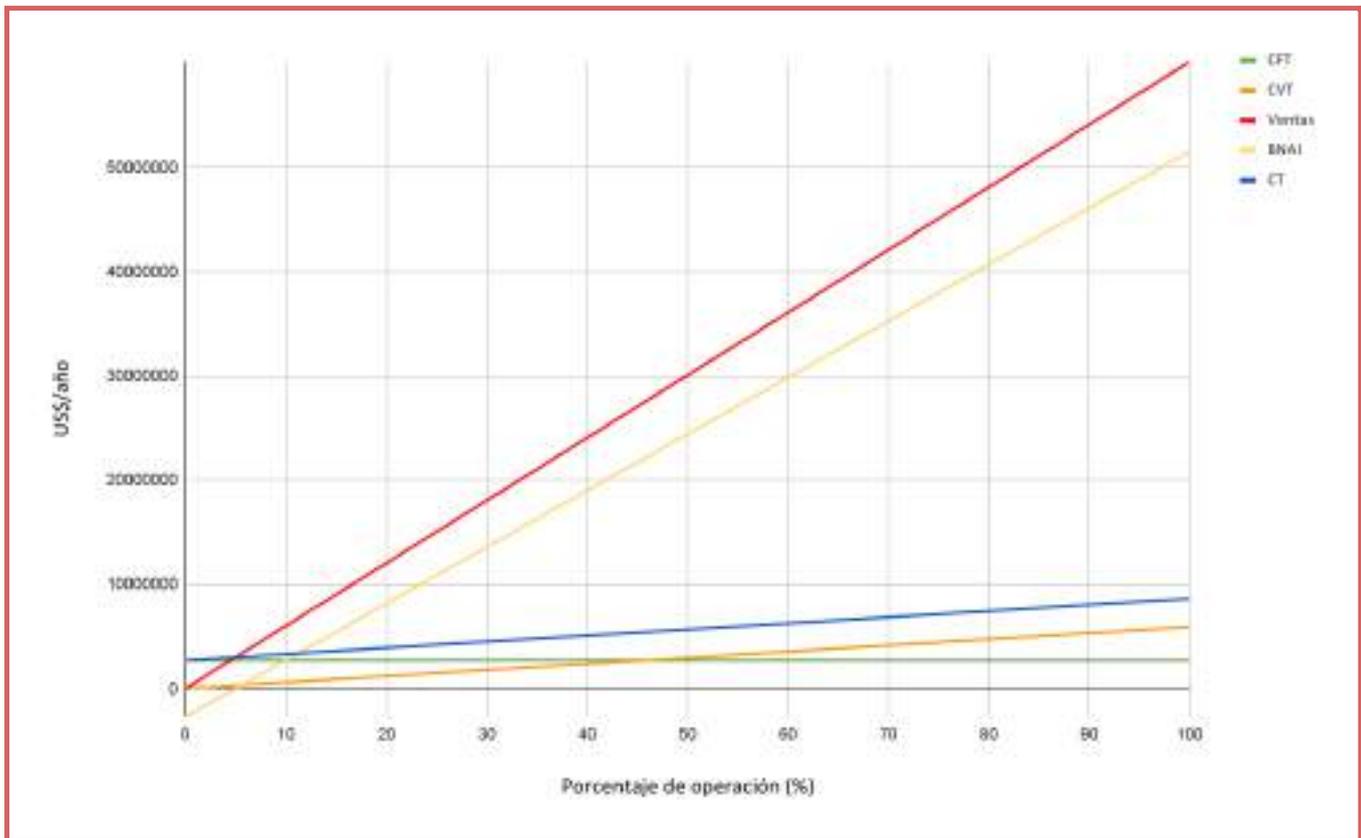


Figura 6.8- Diagrama de punto de equilibrio.

El valor que se obtiene para el punto de equilibrio es de **6,12%** de la capacidad productiva, lo que equivale a **2.279,33 ton/año**.

## 6.6 Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad, revela el efecto que tienen las variaciones sobre la rentabilidad en los pronósticos de las variables relevantes. Es importante visualizar qué variables tienen mayor efecto en el resultado frente a distintos grados de error, su estimación permite decidir acerca de la necesidad de realizar estudios más exhaustivos de esas variables, para mejorar las estimaciones y reducir el grado de riesgo.

Este análisis permite evaluar cómo impacta un cambio en los costos o cualquier otra variable de relevancia para el proyecto sobre la Tasa Interna de Retorno (TIR) y establecer su robustez en función de ello.

Para ello se analizó la variación de los parámetros más importantes del proceso: el precio de los tres productos, el precio de la materia prima y el costo de investigación y desarrollo. En la Figura 6.8, se exponen los resultados, evidenciándose una línea verde que se corresponde con el límite de la variación de la TIR que hace que el proyecto no sea rentable, es decir, que la TIR sea menor que la TRMA.

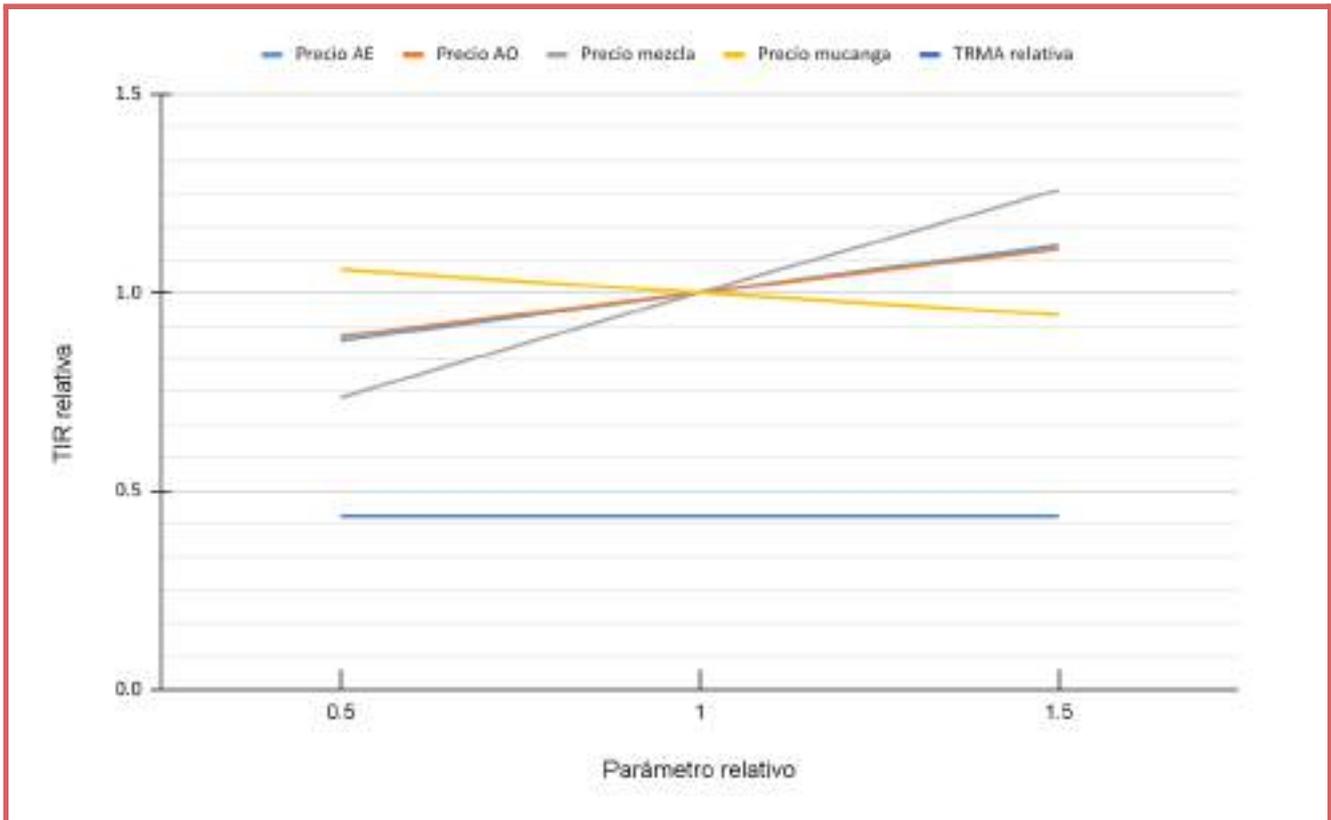


Figura 6.9- Sensibilidad de la TIR.

A partir de la Figura 6.9 se puede observar que no importa las fluctuaciones que puedan sufrir dichas variables, el proyecto continua siendo rentable, ya que la TIR se ubica, en todo el rango analizado, por encima de la TRMA. Además se puede extraer, que el proyecto es más sensible a las variación del precio de la mezcla de glicéridos y al precio de la mucanga (materia prima).

Luego de analizar el comportamiento del cambio en la TIR relativa con fluctuaciones de los precios de venta de los productos y el costo de materia prima (costo principal según se observa en la Figura 6.5) se puede determinar que el proyecto es robusto debido a que caídas en el precio de venta de un 50% o aumento en el costo de materia prima en la misma proporción aún no alcanzan a llevar el valor de la TIR por debajo de la TRMA.

Se puede observar que de cualquier manera la TIR es proporcional al precio de venta o al costo de materia prima debido a que estas variables afectan de igual manera a todos los flujos de caja. Por lo que se propone analizar una variable en lo que esto no ocurra, como por ejemplo la inversión fija que principalmente influye en el flujo de caja del primer año.

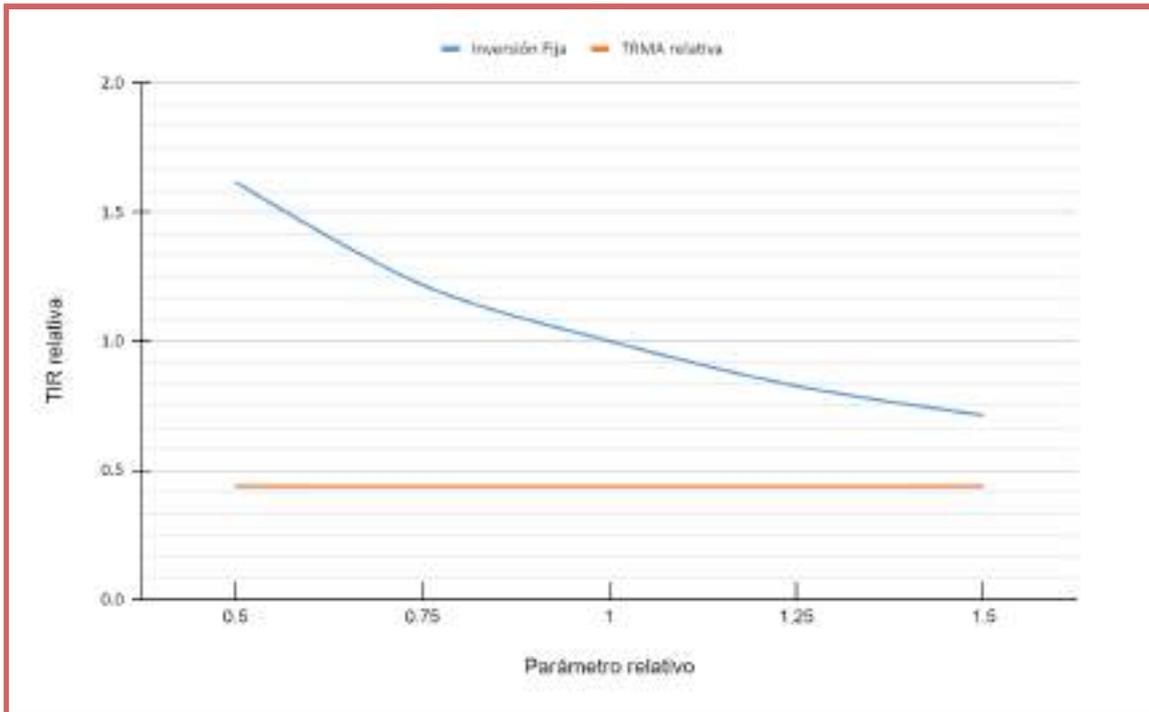


Figura 6.10- Sensibilidad de la TIR con la inversión fija.

Se evidencia que si bien el flujo de caja del primer año es aquel que se modifica mayoritariamente ante un cambio en la inversión fija, la variable que se ve principalmente afectada es la inversión total. Cuando la inversión fija desciende cierto porcentaje la inversión total sufre una caída proporcionalmente mayor con respecto al caso en que la inversión fija aumenta el mismo porcentaje. Es por esto que el valor de TIR (de acuerdo a Ecuación 6.27) debe aumentar proporcionalmente más ante disminuciones de la inversión fija para compensar la caída en la inversión total. Esto demuestra que la sensibilidad es mayor frente a cambios en la inversión fija para valores por debajo del fijado para este proyecto y menor para valores por encima de él.

## 6.5 Cronograma

Para garantizar que la gestión del proyecto sea eficaz, se establecen ciertas actividades que se deben realizar en un tiempo estipulado para poder alcanzar las metas u objetivos de producción previamente definidos. Dichas tareas se clasifican de acuerdo a un orden de prioridad o sucesión, y pueden ser organizadas en un diagrama.

Como herramienta para organizar las actividades, se utiliza el diagrama de Gantt (21). Este esquema permite mediante una clara visualización de las acciones, planificarlas y programarlas a lo largo de un período determinado. Además, da lugar a un seguimiento y control del progreso de cada etapa del proyecto.

Cada tarea detallada se relaciona con otra de acuerdo a su posición dentro del cronograma, es decir, pueden llevarse a cabo de manera paralela o bien el inicio de una depende del fin de la anterior. Entre otras ventajas, este diagrama permite asignar a cada actividad los recursos que necesita y de esta manera se pueden controlar los costos y el personal requerido.

Para este proyecto en particular que incluye el diseño de equipos y proceso, emplazamiento, construcción tanto de la planta como de otros sectores necesarios, adquisición de equipos y materias primas, capacitación del personal y puesta en marcha, el cronograma resulta en el presentado en la Tabla 6.19.

Tabla 6.19- Cronograma de ejecución del proyecto.

Mes	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	
Ingeniería básica	✓	✓	✓	✓	✓	✓																
Ingeniería de detalle y permisos				✓	✓																	
Adquisición del terreno				✓																		
Acondicionamiento del terreno					✓																	
Movimiento de suelos y obras civiles						✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓									
Compra de equipos							✓															
Recepción de equipos													✓									
Instalación de equipos e interconexiones														✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓		
Instalación de servicios industriales						✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓									
Compra de mobiliarios												✓										
Instalación de mobiliarios													✓									
Recepción de materia prima																			✓			
Capacitación del personal																			✓			
Aprobación de organismos pertinentes																✓	✓					
Comisionamiento																✓						
Pruebas hidráulicas																				✓		
Puesta en marcha																					✓	
Inicio de producción																						✓

## 6.6 Conclusiones

En este Capítulo se han analizado todos los costos asociados al proyecto, al igual que los ingresos que se percibirán a raíz de las ventas de los productos ofrecidos. Con respecto a esto último se ha decidido no contemplar al expeller que se obtiene como subproducto del proceso de rendering dentro de los ingresos por ventas y la capacidad de la planta empleada para los cálculos se ha determinado en función de los productos principales, a saber: ácido esteárico, ácido oleico y mezcla de glicéridos. Esto se debe a que se considera que los costos principales del proyecto y la mayor parte de la inversión calculada se destina a la manufactura de los productos antes mencionados.

Se trata de un proyecto rentable, en el que rápidamente se logra recuperar la inversión inicial si se compara la vida útil con su tiempo de repago, igual a dos años. Por su parte, la Tasa Interna de Retorno resulta considerablemente mayor a la Tasa de Rentabilidad Mínima Aceptable, lo que indica la conveniencia del proyecto.

De acuerdo al análisis efectuado se determina que el proyecto es robusto y resiste la variación de los costos de materia prima (principal costo productivo) y del precio de venta de los productos en un amplio rango sin comprometer la rentabilidad.

## 6.7 Referencias

- (1) Arroyo, M., Torres, J. (2012). *Organización de Plantas Industriales: Apuntes de Estudio*. Facultad de Ingeniería. Universidad Católica Santo Toribio de Mogrovejo, Chiclayo, Perú.  
[https://issuu.com/ingenieriaarquitecturausat/docs/organizacion\\_de\\_plantas\\_industriales](https://issuu.com/ingenieriaarquitecturausat/docs/organizacion_de_plantas_industriales)
- (2) Asesor Inmobiliario de Binswanger Argentina. Ciudad Autónoma de Buenos Aires, Argentina.  
<http://www.binswanger.com.ar/>
- (3) Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., West, R.E. (2002). *Equipment Cost. Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 5ta edición. McGraw Hill Higher Education, Nueva York, Estados Unidos.
- (4) Walas, S. M. (1990). *Chemical process equipment: selection and design*. Gulf professional publishing. Massachusetts, Estados Unidos.
- (5) Milligan, J., Milligan, D., (2014). *Equipment Cost. Matches*. Edmond, Oklahoma, Estados Unidos.  
<http://www.matche.com/equipcost/Tank.html>
- (6) Loh, H. P., Lyons, J., & White, C. W. (2002). *Process equipment cost estimation, final report* (No. DOE/NETL-2002/1169). National Energy Technology Lab.(NETL), Morgantown, WV. Estados Unidos.
- (7) Chemical Engineering.(2020). *The Chemical Engineering Plant Cost Index*. Chemical Engineering essentials for the global chemical processing industries (CPI). Nueva York, Estados Unidos.  
<https://www.chemengonline.com/pci-home>
- (8) *Mejor Venta Matadero Ganado Planta De Eliminación De Desechos Para Personalizar*.  
[https://spanish.alibaba.com/product-detail/best-selling-slaughter-house-cattle-waste-disposal-plant-for-customized-1600054889302.html?spm=a2700.md\\_es\\_ES.pronpeci14.9.59762344iKfzAp](https://spanish.alibaba.com/product-detail/best-selling-slaughter-house-cattle-waste-disposal-plant-for-customized-1600054889302.html?spm=a2700.md_es_ES.pronpeci14.9.59762344iKfzAp)
- (9) Chilton, C. H. (1949). *Cost data correlated*. McGraw. Nueva York, Estados Unidos.
- (10) Contardi, Ignacio. Ingeniero Químico en el Departamento de Calidad Frigorífico Alberdi S.A., Planta Industrial, Entre Ríos, Argentina. <http://www.falberdi.com/>
- (11) *Chemicals H - P Hydrated Lime 25kg Bag* Easy Chemicals Ltd. Colomendy Industrial Estate, Denbigh. Reino Unido. <https://www.easychemtrade.co.uk/shop/products/hydrated-lime.htm>
- (12) *Precio De 500 kg A Granel Bolsa Grande Bolsa Jumbo*.  
[https://spanish.alibaba.com/product-detail/best-price-customizable-500kg-bulk-bag-big-bag-jumbo-bag-60820643830.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.7cd814e4EDJbDU&s=p](https://spanish.alibaba.com/product-detail/best-price-customizable-500kg-bulk-bag-big-bag-jumbo-bag-60820643830.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.7cd814e4EDJbDU&s=p)
- (13) *Tambores De Alta Calidad 200l Tambor De Acero/barril Para La Venta*.  
[https://spanish.alibaba.com/product-detail/high-quality-200l-steel-drum-barrel-for-sale-62596126013.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_image.b3901c983XRHve](https://spanish.alibaba.com/product-detail/high-quality-200l-steel-drum-barrel-for-sale-62596126013.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.b3901c983XRHve)

- (14) Del Olmo, S., Miani, C., Veron, L., Zavaleta, J. (2019). *Acuerdo Salarial*. Cámara de la Industria Química y Petroquímica. Buenos Aires, Argentina.  
<http://www.festiqypra.com.ar/wp-content/uploads/20190802-Acuerdo-paritario-2019-2020.pdf>
- (15) Revista El Instalador (2016). *La importancia de la iluminación en el sector industrial. Climatización e Instalaciones*. Canales Sectoriales, Interempresas Media S.A. Barcelona, España.  
<http://www.interempresas.net/Instaladores/Articulos/193078-La-importancia-de-la-iluminacion-en-el-sector-industrial.html>
- (16) Edenor. (2020). *Consumo Eléctrico*. Edenor. Buenos Aires, Argentina.  
<https://www.edenor.com/consumo>
- (17) Aguas Bonaerenses S.A. (2020) *Cuadro tarifario*. ABSA. Buenos Aires, Argentina.  
<https://www.aguasbonaerenses.com.ar/oficina-virtual/mi-factura/cuadro-tarifario/>
- (18) Personas. (2020). *Cotización Billetes*. Banco de la Nación Argentina. Buenos Aires, Argentina.  
<https://www.bna.com.ar/Personas>
- (19) Metrogas. (2020). *Grandes Clientes. Tarifas. Cuadros Tarifarios*. Metrogas. Buenos Aires, Argentina.  
<https://www.metrogas.com.ar/Grandes-Clientes/Paginas/cuadros-tarifarios.aspx>
- (20) Consorcio de Exportadores de Carnes Argentinas. (2020). *Precios de Sebos y expellers al 30/10/2020*. Sebos, Harinas y Expellers. Buenos Aires, Argentina.  
[http://www.abc-consorcio.com.ar/Estadisticas/detalle/59/precios\\_de\\_sebos\\_y\\_expellers\\_al\\_30\\_10\\_2020.html#descargas](http://www.abc-consorcio.com.ar/Estadisticas/detalle/59/precios_de_sebos_y_expellers_al_30_10_2020.html#descargas)
- (21) OBS. (2020) *¿Qué es un diagrama de Gantt y para qué sirve?* Project Management, OBS Business School. Planeta. Formación y Universidades. Barcelona, España.  
<https://obsbusiness.school/es/blog-project-management/diagramas-de-gantt/que-es-un-diagrama-de-gantt-y-para-que-sirve>

A close-up photograph of several interlocking metal gears of various sizes. The gears are set against a dark, blurred background. A prominent white diagonal line runs from the top right towards the bottom left, bisecting the image. The lighting highlights the metallic texture and the teeth of the gears.

07

*Gestión  
Integral*

# 7 | Gestión Integral

## 7.1 Introducción

A partir de la demanda de los clientes y de la necesidad de poder competir en el mercado, se establece como objetivo garantizar un producto de calidad. A su vez, este debe ser obtenido mediante procesos que cuenten con las medidas de seguridad e higiene destinadas a proteger al trabajador, y que minimicen su impacto negativo sobre el medioambiente. Para cada uno de estos objetivos, existen sistemas de gestión aislados cuya implementación permite alcanzar metas, aplicar mejoras y obtener certificaciones para cada área que, en última instancia, proyectan una imagen positiva frente a posibles inversores, los clientes y proveedores.

Sin embargo, agrupar dichos sistemas en una gestión integral de los mismos, permite a la organización abarcar todos los aspectos bajo un mismo análisis. De esta manera, se facilita la planificación, unificando esfuerzos y fomentando la cooperación entre los distintos sectores de la empresa, lo cual permite la evaluación de la eficacia global de la misma, evitando redundancias y exceso de documentación.

Además, se demuestra el compromiso de la institución con el personal no sólo desde la seguridad y salud ocupacional sino también desde iniciativas que impulsan la participación que permitan mejoras en el ambiente de trabajo y en el proceso. También, se establece un compromiso con el medioambiente y la sociedad al mantenerse dentro de las normativas ambientales vigentes, al aplicar diversas medidas correctivas sobre el proceso productivo y las distintas actividades de la empresa.

Si bien se considera un sistema integral, para evaluarlo se recurre al análisis de sus partes a partir de lo estipulado en normas internacionales como lo son la ISO 9001, la ISO 14001 y la OHSAS 18001, que emplean un proceso metodológico cíclico de mejora continua.

Cabe destacar que el sistema de gestión de la calidad del presente proceso, se plantea para la etapa de diseño, mientras que tanto el de seguridad y salud como el ambiental son proyectados analizando la planta en condición de operación. El objetivo es garantizar productos con especificaciones de calidad que apunten a la excelencia desde el inicio del proyecto y se considera que las mejoras en este aspecto surgirán de la comercialización de los productos y las necesidades de los clientes.

Por otro lado, se determina que es imperante evitar accidentes, cuidar la salud y bienestar de los empleados y proteger el medio ambiente desde una etapa temprana del establecimiento de la empresa anticipando eventos imprevistos que pudieran ocurrir durante la operación diaria. Por lo cual, se establece que sus respectivos sistemas de gestión deben planificarse orientándose al funcionamiento específico de la planta.

## 7.2 Sistema de gestión

Las empresas son un sistema complejo que involucra tanto recursos físicos que pueden ser materias primas, equipos, tecnología e infraestructura, así como el trabajo y coordinación de todas las personas que se desempeñan en ellas. El objetivo de la interacción de ambas partes es principalmente la fabricación y distribución de productos determinados. Para lograr esa meta de manera segura, eficiente y con altos estándares de calidad, se deben establecer directrices y coordinar actividades mediante una organización acorde.

De esta manera, surgen los sistemas de gestión, es decir, una estructura organizada que mediante la planificación de las actividades, las responsabilidades, las prácticas, los procedimientos, los procesos y los recursos permite desarrollar, implantar, llevar a cabo, revisar y mantener al día las políticas de las empresas.

Estos sistemas son una herramienta fundamental para controlar el desempeño de las empresas y garantizar que el proceso cumple con las pautas determinadas en normas internacionales. Adoptar un sistema de gestión permite optimizar el empleo de los recursos disponibles, mejorar la organización y el rendimiento, y reducir costos.

En la gran mayoría de las empresas se emplean sistemas de acuerdo a diversas disciplinas siendo los principales los relacionados con la calidad, el medio ambiente y la seguridad y prevención de riesgos laborales, sin embargo existen otros como los de gestión de la seguridad de la información o los de gestión del conocimiento.

Dichos sistemas interactúan unos con otros, lo que hace posible unificarlos en lo que se conoce como sistema de gestión integral, de mayor simplicidad y eficacia, maximizando la calidad, la rentabilidad y la productividad. Este sistema es un enfoque global, aun cuando se deba analizar a partir de las partes que lo componen, permite comprender mejor la naturaleza de los problemas y disminuir la dificultad del análisis.

### 7.2.1 Estructura de la documentación

Todo sistema de gestión se desarrolla adecuadamente mediante la documentación correspondiente. Esta permite supervisar el comportamiento de la organización, generar información que lo acredite, alcanzar objetivos y mantener actualizada la gestión del desempeño, en busca de la mejora continua. De acuerdo a la estructura piramidal de la Figura 7.1, la documentación necesaria se clasifica en:



Figura 7.1- Estructura piramidal de la documentación de un sistema de gestión.

- ➔ **Manual:** a partir de las políticas adoptadas por la empresa, define el propósito general del sistema de gestión. Para poder llevar a cabo dicho objetivo, describe la estructura organizacional de la empresa, las relaciones entre las distintas áreas y sus funciones. Describe los procedimientos y el alcance del sistema de gestión.
- ➔ **Procedimientos:** desarrolla la metodología de actuación para cada uno de los principales puntos de la norma, tales como la elaboración y control de la documentación, la comunicación entre departamentos o la formación del personal.
- ➔ **Instrucciones técnicas:** surgen de los procedimientos que requieren de mayor especificidad para ser llevados a cabo, sirviendo como guía para la realización de las actividades más técnicas, como pueden ser mediciones de emisiones o calibraciones de instrumentos.
- ➔ **Registros:** proporcionan los resultados obtenidos en cada proceso, lo cual permite evaluar si se alcanzan los objetivos propuestos. Permiten analizar y detectar áreas de progreso, así como potenciar aquellas donde el desempeño ya sea adecuado.

## 7.2.2 Ciclo de Mejora Continua

Con el objetivo de optimizar los procesos productivos se aplica en la industria la mejora continua, es decir, la evolución de las actividades de la empresa para que alcancen mayor eficiencia y efectividad. Estas mejoras se deben aplicar de manera continua dado que constantemente surgen nuevos métodos, equipos o técnicas que permiten cumplir de forma más satisfactoria con los requerimientos del mercado, las exigencias legales o normativas, incrementar la producción y a su vez obtener una mayor calidad en los productos finales.

La mejora continua actúa sobre un problema identificado mediante el seguimiento de pasos hasta encontrar la mejor propuesta de solución y poder implementarla. Una vez aplicada dicha solución, deben medirse diversos parámetros para evaluar mediante los resultados si realmente se logró el objetivo.

Los sistemas de gestión siguen este proceso metodológico mediante el ciclo de mejora continua o círculo de Deming. Su función principal consiste en aplicar, sobre una determinada actividad, una acción cíclica formada por los cuatro pasos fundamentales que se observan en la Figura 7.2 .



Figura 7.2- Ciclo de mejora continua.

### 7.2.3 Políticas de la Empresa

Todo sistema de gestión tiene como punto de partida ciertos lineamientos que todas las áreas de la organización, y en algunos casos terceros, se comprometen a seguir y su cumplimiento global conduce, no sólo al correcto funcionamiento del proceso, sino también a la obtención de certificaciones. Estos objetivos son las políticas que adopta la institución, es decir las intenciones y direcciones relacionadas con el desempeño de las áreas que abarca el sistema de gestión, deben ser expresadas formalmente y de manera clara por la alta dirección, ser de libre acceso para todas las partes y ser revisadas periódicamente para su continua adecuación.

En el sistema de gestión integral del proceso productivo del presente proyecto, se establecen las políticas generales que se detallan en la Figura 7.3, a partir de las cuales surgen objetivos específicos para cada área que son detallados luego en la sección correspondiente.

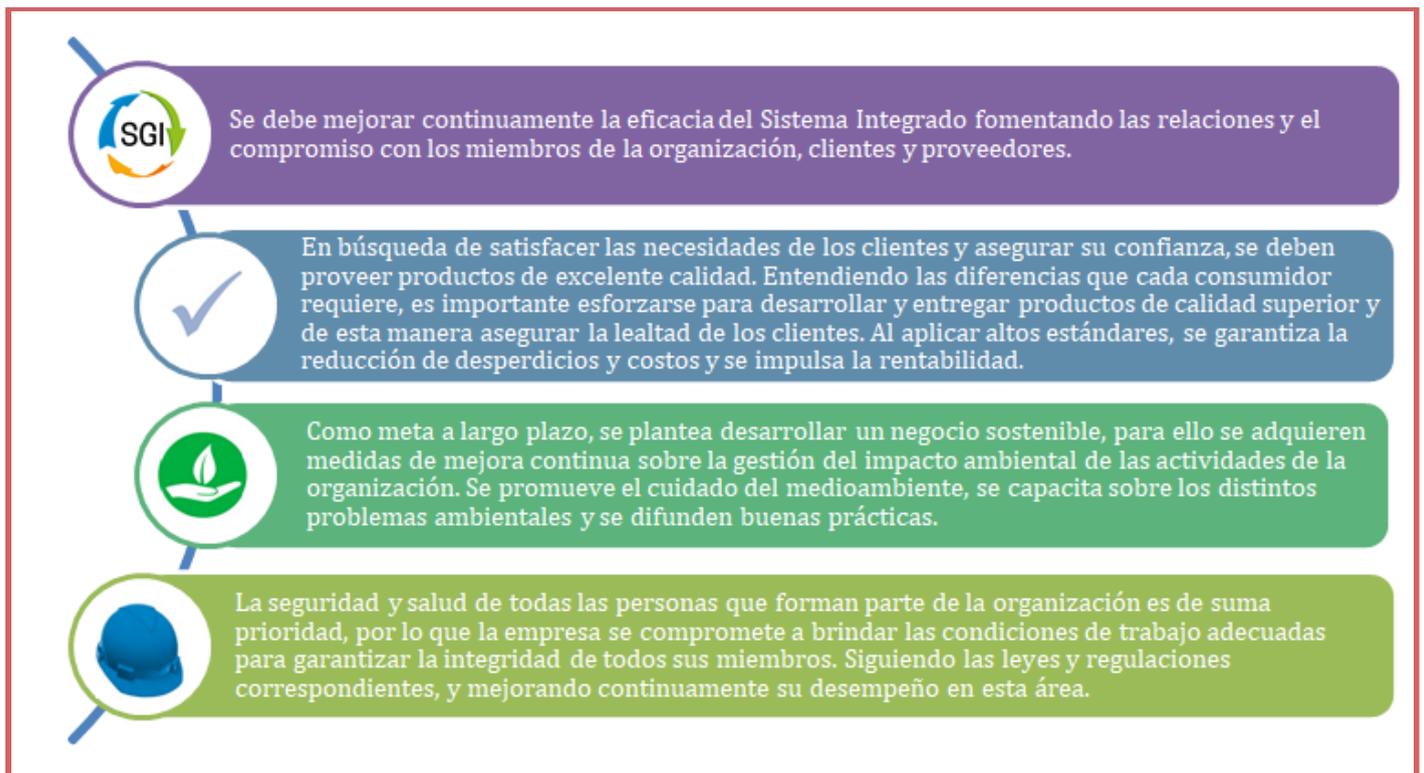


Figura 7.3- Políticas generales del sistema de gestión integral.

En el sistema de gestión integral presentado, las políticas se cumplen aplicando los lineamientos de tres sistemas internacionales de gestión, el de calidad, el ambiental y el de seguridad e higiene, mediante las normas ISO9001, ISO14001 y OHSAS 18001, respectivamente. Estos establecen una base para la mejora del modelo de gestión, orientado a la búsqueda de la eficacia, calidad, reducción del impacto ambiental y compromiso en la salud y seguridad, y deben ser verificados a través de auditorías periódicas y autoevaluaciones.

## 7.2.4 Estructura Organizacional

Cada miembro de la organización debe realizar determinadas funciones y asumir ciertas responsabilidades para garantizar el cumplimiento de las políticas propuestas en el sistema de gestión adoptado. Dichas responsabilidades dependen de la jerarquía del puesto que ocupa cada integrante. Para el presente proyecto se plantea la estructura organizacional de la Figura 7.4.

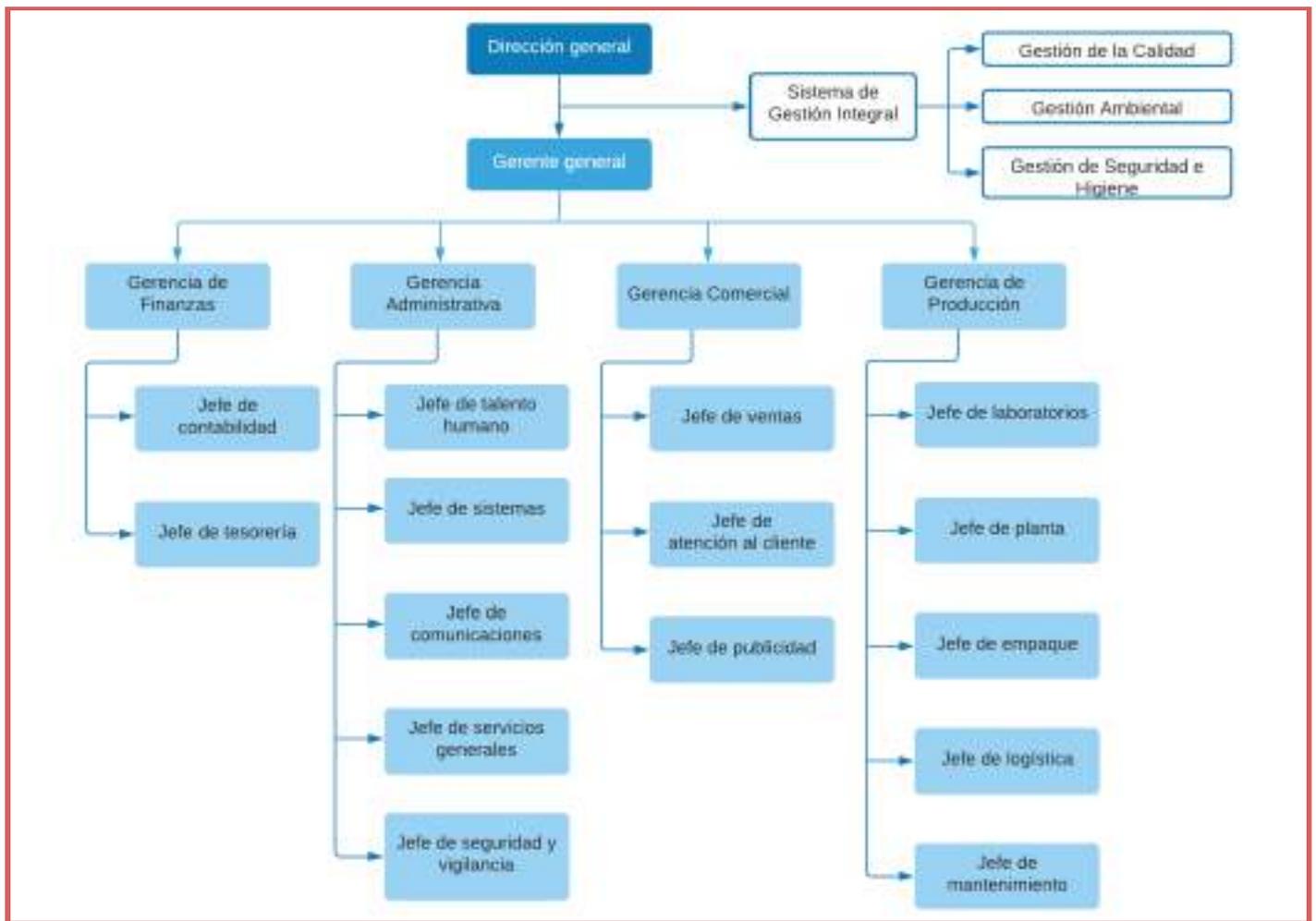


Figura 7.4- Estructura de la Organización.

De esta manera se pueden atribuir de manera general las siguientes funciones en cada puesto:

#### ➔ Dirección general

- ◆ Asumir la responsabilidad máxima en todo lo relativo al Sistema de Gestión Integral.
- ◆ Aprobar toda la documentación que surge del Sistema de Gestión Integral, tales como Manual o Procedimientos.
- ◆ Velar por la difusión y cumplimiento de las Políticas de la empresa.
- ◆ Disponer los medios adecuados, ya sean económicos, materiales o personales, para la consecución de las metas.
- ◆ Aprobar el Programa Anual de Auditorías y de Capacitación.

#### ➔ Gerente general

- ◆ Garantizar la actuación, fiabilidad y coherencia de las distintas áreas a su cargo.
- ◆ Comunicar y trabajar en conjunto con los gerentes de área para aplicar el Sistema de Gestión Integral.
- ◆ Comunicar ante la dirección propuestas respecto a nuevas soluciones o mejoras en los procesos o actividades de los distintos sectores a su cargo.
- ◆ Asegurar el cumplimiento de las políticas presentadas en el Sistema de Gestión Integral.

**➔ Gerente de departamento**

- Controlar las diversas actividades que se desarrollan en el departamento a su cargo.
- Identificar y corregir los problemas concernientes a su sector.
- Comunicar y transmitir los objetivos específicos de la política empresarial a cada área.
- Trabajar en conjunto con los distintos jefes de las diversas áreas.

**➔ Jefe de área**

- Programar y gestionar las actividades de su área.
- Controlar y registrar el proceso o tareas a su cargo.
- Gestionar al personal y los materiales para garantizar el máximo rendimiento.
- Capacitar al personal a cargo.
- Cooperar en el desarrollo del Sistema de Gestión Integral.

## 7.2.5 Capacitación y toma de conciencia

La capacitación del personal de la planta de procesos deberá ser integral, al igual que el Sistema de Gestión que se propone. Los trabajadores deberán estar igualmente capacitados en lo relativo a calidad, medio ambiente y seguridad cuando la tarea que le ha sido asignada así lo requiera.

Por esto, se propone un programa de capacitación que sea transversal a todas las ramas de la gestión integral, dejando a cargo del responsable del Sistema de Gestión Integral (SGI) el contenido y orientación de cada capacitación, para lo que deberá trabajar de manera conjunta con el Jefe del área correspondiente.

El objetivo del plan de capacitaciones es brindar a todos los miembros de la Organización conocimientos y actitudes necesarias para su desempeño seguro y eficiente, mantener su calificación y desarrollarla. El proceso debe ser permanente y planificado. Se propone para ello seguir con las fases que se detallan en la Tabla 7.1.

Tabla 7.1 - Fases del programa de capacitación integral.

Actividad	Descripción	Responsables
Detección de necesidades de capacitación	Se propone una planeación semestral de capacitaciones que resulten de sugerencias arrojadas por el proceso de detección de necesidades llevado a cabo por el Jefe SGI o los jefes de cada área.	Jefes de Área Jefe de SGI
Planeación de capacitación	El equipo de SGI realiza una programación anual de la capacitación, definiendo temáticas, intensidad, tiempo de duración y capacitadores	Jefe de SGI
Ejecución de actividades de capacitación	Las capacitaciones se realizan en la planta con el acuerdo previo de las diferentes áreas de acuerdo al cronograma establecido en la etapa de planificación. Se debe contar con una lista de asistencia, reporte de la capacitación y carteleras del programa de capacitación.	Jefe SGI y Equipo de SGI
Verificación	La verificación se compone de dos actividades: la evaluación pedagógica y el impacto de la capacitación. Se debe realizar una encuesta de satisfacción para analizar el impacto de la capacitación en el personal como así también un formato de evaluación de conocimientos para quienes fueron capacitados	Expositores Jefe de SGI Jefes de Área

## 7.3 Gestión de la Calidad

La adopción de un sistema de gestión de la calidad es una decisión estratégica para una organización que le puede ayudar a mejorar su desempeño global y proporcionar una base sólida para las iniciativas del desarrollo sostenible. Los beneficios potenciales de implementar un sistema de gestión de la calidad basado en la norma internacional ISO 9001, para una organización, son:

- a) La capacidad para proporcionar regularmente productos y servicios que satisfagan los requisitos del cliente y los legales y reglamentarios aplicables.
- b) Facilitar oportunidades de aumentar la satisfacción del cliente.
- c) Abordar los riesgos y oportunidades asociados con su contexto y objetivos
- d) La capacidad de demostrar la conformidad con requisitos del sistema de gestión de la calidad especificados.

### 7.3.1 Marco legal

Se engloba dentro del marco de referencia de la familia de normas ISO 9000, las cuales están constituidas por cuatro normas que se detallan en la Tabla 7.2.

Tabla 7.2 - Familia de normas ISO 9000.

Norma	Contenido	Objetivos y empleo
UNE-EN-ISO 9000 Sistemas de Gestión de la Calidad	Define los fundamentos y especifica la terminología de los sistemas de Gestión de la Calidad	Esta norma integra el vocabulario revisado de la ISO 8402:1994, y los conceptos de la ISO 9000:1994. Su empleo y objetivos son proporcionar a todos los usuarios las definiciones y el vocabulario empleado en los sistemas de gestión de la calidad, es decir, mostrar QUÉ ES un sistema de Gestión de la calidad. Sustituye a la norma EN ISO 8402:1994.
UNE-EN-ISO 9001 Sistemas de Gestión de la Calidad	Describe los requisitos que deben cumplir las organizaciones para lograr la certificación	Será aplicable a toda la organización que necesita demostrar su capacidad para suministrar productos conformes a los requisitos de los clientes; se emplea, por lo tanto para conseguir la certificación de Sistemas de Gestión de la Calidad (SGC) y como base de acuerdos contractuales entre las organizaciones y sus clientes. Reemplaza a las tres normas de Aseguramiento de la Calidad (ISO 9001, 9002 y 9003) de versión año 1994. El objetivo de esta norma es aumentar la satisfacción del cliente.
UNE-EN-ISO 9004 Sistemas de Gestión de la Calidad	Directrices para realizar la Gestión de la Calidad	Es la Norma Guía del Sistema de Gestión de la Calidad, es decir, recomienda CÓMO se debe realizar la Gestión de la Calidad, más allá de los requisitos, con el fin de conseguir la excelencia organizativa y máximos beneficios para las partes aplicadas. Por lo tanto, es una norma de recomendaciones, que no será utilizada en el marco contractual. El texto de esta norma también puede tomarse como referencia o base en la realización de la Autoevaluación. El objetivo de esta norma es la mejora del desempeño de la organización y la satisfacción de los clientes y de otras partes interesadas. Sustituye a la norma UNE-EN-ISO 9004-1:1995.
ISO 19011 Directrices para la Auditoría Medioambiental y de la Calidad	Directrices para las auditorías de Sistemas de Gestión de la Calidad y de Gestión medioambiental	Establece las reglas generales y proporciona orientación para realizar las auditorías de sistemas de Gestión de la Calidad y de Gestión Ambiental. Su principal objetivo es mantener y mejorar el Sistema de Calidad. Sustituye a la norma ISO 10011.

En las mismas se establece (según la UNE-EN ISO 9001/2008) como definición de calidad: “la totalidad de las funciones y características de un producto o servicio que cumplen y satisfacen las necesidades o requerimientos implícitos o explícitos del mismo”.

Según la ASQ (American Society for Quality) la calidad es “el grado en el que un conjunto de características inherentes cumple con los requisitos”. Por esto, independientemente de la definición que se prefiera, la calidad siempre se debe entender como el grado en el que el conjunto de características cumplen con los requisitos entendiendo por requisitos, las necesidades o expectativas establecidas, generalmente implícitas u obligatorias (Norma ISO 9000).

La gestión de la calidad considera los procesos y actividades de la organización que ejecuta, que determinan responsabilidades, objetivos y políticas de calidad a fin de que el proyecto y luego el funcionamiento de la planta, satisfaga los productos deseados, con las especificaciones propias de los mismos.

Además, el sistema de gestión de calidad se desarrolla por medio de políticas y procedimientos, así como con actividades de mejora continua de los procesos llevados a cabo durante todo el proyecto, que luego continúan en el funcionamiento de la planta.

### 7.3.2 Principios de gestión de la calidad

Los principios de la gestión de calidad descritos en la Norma ISO 9000 son los siguientes:

- ➔ Enfoque al cliente
- ➔ Liderazgo
- ➔ Compromiso de las personas
- ➔ Enfoque a procesos
- ➔ Mejora
- ➔ Toma de decisiones basada en evidencia
- ➔ Gestión de las relaciones

### 7.3.3 Enfoque basado en procesos

Se promueve la adopción de un enfoque a procesos, al desarrollar, implementar y mejorar la eficacia de un sistema de gestión de calidad, para aumentar la satisfacción del cliente mediante el cumplimiento de los requisitos que este impone.

Este enfoque permite a la organización controlar las interrelaciones e interdependencias entre los procesos del sistema, de modo de mejorar su desempeño global. El enfoque a procesos implica la definición y gestión sistemática de los procesos y sus interacciones, con el fin de alcanzar los resultados previstos, de acuerdo con la política de calidad y la dirección estratégica de la organización. La gestión de procesos y el sistema en su conjunto puede alcanzarse utilizando el ciclo PHVA (Planificar-Hacer-Verificar-Actuar), con un enfoque global de pensamiento basado en riesgos, dirigido a aprovechar las oportunidades y prevenir resultados no deseados.

La aplicación de este enfoque a procesos en un sistema de gestión de calidad permite:

- ➔ La comprensión y el cumplimiento de requisitos coherentemente.
- ➔ La consideración de los procesos en términos de valor agregado.
- ➔ El logro de un desempeño eficaz.
- ➔ La mejora de los procesos con base en la evolución de los datos y la información.

### 7.3.3.1 Ciclo de mejora continua en gestión de calidad

De acuerdo a lo estipulado por la norma ISO 9001, el sistema de gestión de la calidad puede analizarse mediante el ciclo de mejora continua ya mencionado en la Sección 7.2.2. En la Figura 7.5 se representan los diferentes capítulos de la de dicha norma con los números de cada uno de ellos entre paréntesis.

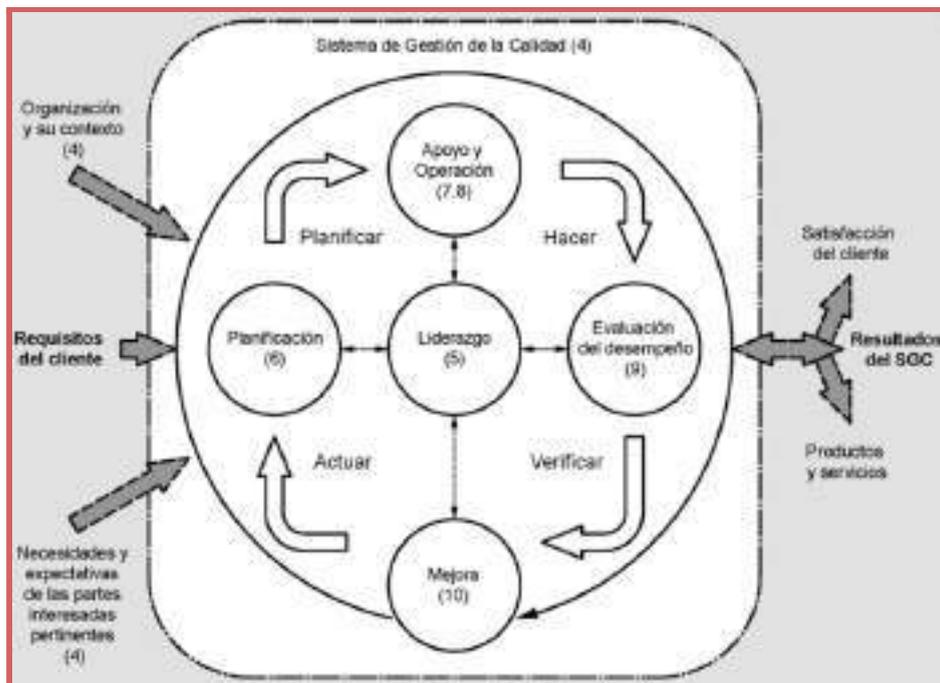


Figura 7.5- Representación de la estructura de la norma con el ciclo PHVA.

### 7.3.3.2 Pensamiento basado en riesgos

El pensamiento basado en riesgos es esencial para lograr un sistema de gestión de calidad eficaz. Dentro del mismo, se incluyen acciones preventivas para eliminar no conformidades potenciales, el análisis de cualquier no conformidad que ocurra y la toma de acciones apropiadas para prevenir su ocurrencia.

De acuerdo a la norma, una organización necesita planificar e implementar acciones para abordar riesgos y oportunidades. Estas acciones establecen una base para aumentar la eficacia del sistema de gestión de calidad, alcanzar mejores resultados y prevenir efectos negativos.

Las oportunidades pueden surgir como resultado de una situación favorable para lograr un resultado previsto. Las acciones para abordar las oportunidades también pueden incluir la consideración de los riesgos asociados. Estos riesgos son el efecto de la incertidumbre, la cual puede tener efectos positivos o negativos. Una desviación positiva que surge de un riesgo puede proporcionar una oportunidad, aunque no todos los efectos positivos generan oportunidades.

### 7.3.4 Campo de aplicación en este proyecto

Por lo general, una vez instalada la planta se realiza un sistema de gestión de la calidad completo que pueda ser auditado satisfactoriamente para obtener una certificación de ISO 9001, por ejemplo. Pero en la presente sección se pretende brindar un acercamiento a lo que sería un sistema de gestión de la calidad en el diseño de una planta de producción de Ácidos Grasos y una mezcla de Mono y Diglicéridos (AG y MG/DG). Pudiendo así planificar en tiempo y recursos, ya que en la mayoría de proyectos de esta naturaleza, si bien se siguen todos los criterios técnicos, por falta de tiempo o falta de sensibilidad se dejan en segundo plano la aplicación del sistema de gestión de calidad. Esto impide ordenar y sistematizar los procesos y documentos, así como controlar efectivamente la marcha integral del proyecto.

Para lograrlo, se hace un análisis de todas las fases que debe englobar un sistema de gestión integral de la calidad en un proyecto, teniendo en cuenta que contiene varios puntos y actividades pero los más importantes son las tareas referidas a los procesos de Control de Calidad y Aseguramiento de Calidad.

➔ **Planificación de la calidad:** es el proceso por el cual se identifican los requisitos de calidad y/o normas para el proyecto y el producto, documentando la manera en que el proyecto demostrará el cumplimiento con los mismos. Las entradas de éste proceso son entre otras:

- ◆ Política de calidad de la empresa, definida en el Manual de Calidad de la misma.
- ◆ Normas y guías específicas del área de aplicación.
- ◆ Activos de los procesos de Organización (procedimientos y guías de la calidad de la organización).
- ◆ Enunciado del alcance del proyecto (los objetivos del proyecto, útiles para la especificación de requisitos).

En este caso se puede establecer el objetivo de calidad de nuestro proyecto como el de realizar la ingeniería, las compras y construcción, de una planta de AG y MG/DG cumpliendo con los siguientes requisitos:

- a) Producción anual de AG y MG/DG 37.267,96 ton/año.
- b) Que los AG y MG/DG producidos, cumplan todas las especificaciones.
- c) Todas las especificaciones de las normas y reglamentos de aplicación.
- d) Alcance, plazo y presupuesto asignado.

➔ **Realizar el Aseguramiento de la calidad:** Se refiere a los procesos que se utilizan para generar los entregables. Consiste en auditar los requisitos de calidad y los resultados de las medidas de control de calidad, para asegurar que se utilicen las normas de calidad apropiadas y las definiciones operacionales. Entre las entradas de éste proceso se tienen:

- ◆ Información sobre el rendimiento del trabajo que abarca además las medidas de rendimiento técnico.
- ◆ Las acciones correctivas necesarias y los informes de rendimiento.

Como herramientas y técnicas usadas en el proceso podríamos destacar:

- ▶ Auditorías de calidad, que consiste en una revisión estructurada e independiente para determinar si las actividades del proyecto cumplen con las políticas, procesos y procedimientos propios de la organización.

Las salidas son:

- ▶ Cambios solicitados.
  - ▶ Acciones correctivas recomendadas.
- ➔ **Realizar el Control de Calidad:** Es el proceso por el que se monitorean y registran los resultados de la ejecución de actividades de control de calidad, a fin de verificar y medir que el entregable tenga la calidad aceptable y recomendar cambios necesarios. Dicho control de calidad se realiza principalmente a través del Plan de Inspección y Ensayos, aplicado a los procesos de ingeniería, adquisiciones y construcción. Las salidas y entradas de este proceso son similares a las enunciadas para los procesos descritos anteriormente.

El Aseguramiento de la Calidad tiene mucho en común con el Control de la Calidad, ya que ambos evalúan el rendimiento, comparándolo con las metas y actuando sobre las diferencias. Sin embargo, se distinguen en que, mientras el control de calidad tiene por objetivo principal mantener el control, el aseguramiento de la calidad busca verificar que se está manteniendo el control sobre el proceso.

Una vez definidas estas cuatro fases de la gestión de la calidad, a partir del diagrama general de Gantt del proyecto, se generará un planning específico de calidad, estableciendo todas las tareas definidas en las fases que acabamos de indicar.

Las principales ventajas que se presentan son:

- ▶ Estandarización de las tareas dentro del proyecto
- ▶ Facilita acceso a la calidad. Mejora de la conciencia de calidad.
- ▶ Mejoras organizativas.
- ▶ Evitar retrasos y sobrecostos.
- ▶ Mejora de la Planificación.
- ▶ Facilidad de acceso a la información.
- ▶ Integración y alineamiento entre las áreas funcionales.

### 7.3.4.1 Planificación de la Calidad

Comprende la identificación de la normativa de calidad aplicable al proyecto y la determinación del modo de cumplir con sus requisitos. Este proceso es fundamental durante las fases de planificación y debe ser ejecutado periódicamente.

Los datos de partida para la planificación de la calidad del proyecto son los siguientes:

- ➔ **Política de la Calidad.** Se aplica directamente la política de calidad definida en el Manual de la Calidad de la organización. Los estándares, normas de calidad y regulaciones que afectan a nuestro proyecto.

- ➔ **Descripción del alcance.** Definición de los productos y los objetivos que se persiguen.
- ➔ **Resultados de otros Procesos.** Identificación de requisitos que afecten a la calidad a partir de los productos de otros procesos de gestión.

Las técnicas y herramientas empleadas en la planificación de la calidad del proyecto son las siguientes:

- ➔ **Análisis Costo-Beneficio.** Estimación de costos tangibles e intangibles y beneficios reportados en varias alternativas del proyecto, para seleccionar aquellas más atractivas en términos de rentabilidad. La calidad en los trabajos implicarán menores cambios, reducción de repeticiones de trabajo, mayor productividad, satisfacción de los participantes, etc., a cambio del costo de las actividades de aseguramiento de la calidad.
- ➔ **Diagramación (Flowcharting).** Utilización de algún tipo de diagrama que muestre cómo interactúan varios elementos de un sistema y sus consecuencias. Son ejemplos de este tipo de herramientas los diagramas causa-efecto, también denominados Ishikawa o diagramas de espina de pez, y los propios diagramas de proceso o de sistema.
- ➔ **Diseño de Experimentos.** Técnicas analítica para identificar qué variables afectan más intensamente a los productos a generar, en apoyo a la determinación de costos y plazos (por ejemplo, la utilización de ingenieros más experimentados puede implicar un costo unitario mayor, pero requerir menos recursos y acortar el plazo de ejecución; la utilización de cierta aplicación informática puede implicar un costo de uso de ordenador, pero reducir el número de horas de personal y mejorar la calidad del producto).

Los productos de la planificación de la calidad serán:

- ➔ **El Plan de Calidad del proyecto.** Describe cómo se implanta la política de calidad del proyecto. En general, se redactará el Plan de Calidad del proyecto establecido en los procedimientos e instrucciones de la calidad.
- ➔ **Métricas de la Calidad.** Descripción en términos muy específicos de una operación y de cómo se medirá en el proceso de control de la calidad.
- ➔ **Listas de comprobación.** Utilización de listas normalizadas para la verificación de que ciertas actividades han sido realizadas, procedentes de los manuales de guías departamentales o desarrolladas específicamente para el alcance del proyecto. Entre las listas de comprobación, podemos destacar el Plan de Inspecciones y Ensayos (PIE), que es el listado con todos los controles a realizar en cada una de las áreas de la ejecución del proyecto, el cual desarrollaremos en detalle en el capítulo de Control de la calidad.

Por su importancia en la gestión global del proyecto, a continuación se describe en detalle el Plan de Calidad.

### 7.3.4.1.1 Propósitos del Plan de Calidad

El Plan de Calidad del proyecto es la manera de asegurar que este cumple con los requerimientos para los que ha sido desarrollado. Por tanto, la calidad debe ser planificada, mediante el Plan de Calidad (Quality Plan).

Es un documento bajo el cual se rige el sistema de calidad aplicado a un proyecto específico. Este Plan se complementa con el Manual de Procedimientos del Proyecto y sirve como guía para monitorear y asegurar que el proyecto se ejecute de acuerdo a lo establecido.

El plan de calidad se centra en detallar las normas de calidad para el proyecto y los criterios de calidad que se utilizan para medir y determinar si los resultados son los esperados, además de crear y documentar un plan para cumplir con esas normas.

Dicho proceso, que como se acaba de indicar se efectúa durante la fase de planificación del proyecto, está basado en la política de calidad de la organización y tendrá por objeto desarrollar un plan que determine:

- ➔ Los estándares, normas de calidad y regulaciones que afectan a nuestro proyecto.
- ➔ Los estándares que deberán desarrollarse específicamente para nuestro proyecto.
- ➔ La manera de asegurar la conformidad con dichos estándares.
- ➔ Los procesos y planes de mejora continua.
- ➔ Las métricas que se utilizarán para medir los resultados del proyecto.
- ➔ Los procesos que se utilizarán para aplicar dichas métricas.
- ➔ El grado de calidad del producto y cualidades que deben ser poseídas por los entregables del proyecto.

### 7.3.4.1.2 Contenidos del Plan de Calidad

Para que este documento sea realmente eficaz, debe contemplar el diseño e implementación de los siguientes aspectos claves:

- ➔ Responsabilidades de la gestión.
- ➔ Sistema de calidad: documenta los procedimientos de calidad existentes que han sido estandarizados y utilizados dentro de la organización.
- ➔ Documentos de calidad: procedimientos para el mantenimiento de los registros de calidad (métricas, informes de variación, listas de comprobación etc.) durante la ejecución del proyecto y para después de la finalización del mismo.
- ➔ Control del diseño: procedimientos para la revisión del diseño, cambios de diseño y exenciones de requisitos.
- ➔ Control de la documentación: proceso de control de la documentación del proyecto en cada fase del mismo.
- ➔ Compras: requisitos de calidad para la subcontratación de cualquier parte del proyecto.
- ➔ Criterios de aceptación: conjunto de criterios específicos y medibles, se utiliza para verificar si el proyecto está completo y es correcto.

- ➔ No conformidades (NC): define los procedimientos para gestionar y solventar inconformidades. Los procedimientos incluyen:
  - ▶ La definición de responsabilidades.
  - ▶ La definición de las condiciones.
  - ▶ La disponibilidad de la documentación necesaria.
- ➔ Acciones correctivas (AC): procedimientos para tomar acciones correctivas para los problemas encontrados durante la ejecución del proyecto.
- ➔ Auditorías de calidad: se debe planificar e implementar una auditoría interna durante cada fase del proyecto.
- ➔ Formación: requisitos de capacitación para el equipo del proyecto.

El Plan de Calidad será exitoso en la medida que el equipo del proyecto se comprometa con la calidad, cuando sea capaz de detectar oportunamente los errores y anomalías y además, sirva de apoyo a las jefaturas en las decisiones operativas y estratégicas del proyecto.

### 7.3.4.2 Control de calidad

El control de calidad (Quality Control) comprende el seguimiento de los resultados específicos del proyecto para determinar si cumplen con la normativa de calidad aplicable e identificar vías para la eliminación de las causas que provocan resultados insatisfactorios. Afecta a las propias actividades de desarrollo y a la gestión del mismo.

Los datos de partida del control de la calidad serán los productos que se han obtenido durante la fase de planificación de la calidad, es decir:

- ➔ El Plan de Calidad del proyecto.
- ➔ Métricas de la Calidad.
- ➔ Listas de comprobación.

Para efectuar el control de la calidad, se pueden utilizar las siguientes técnicas y herramientas:

- ➔ Inspección.
- ➔ Gráficos de Control.
- ➔ Diagramas de Pareto.
- ➔ Diagramas de Causa-Efecto.
- ➔ Brainstorming.
- ➔ Muestreo Estadístico.
- ➔ Análisis de Tendencia.

En este caso, para el control de calidad del proyecto, de entre todas las herramientas que se acaban de exponer para el control de calidad, se usan principalmente:

- ➔ **Las inspecciones.** Consiste en evaluar, examinar y comprobar si los resultados obtenidos son conformes con los requisitos. Las inspecciones se realizarán de acuerdo al Plan de Inspecciones y

Ensayos (PIE) y a los listados de comprobación que se encuentran descritos a continuación para cada fase de control.

➔ **Diagrama de Pareto.** Herramienta utilizada para el mejoramiento de la calidad para identificar y separar en forma crítica los pocos elementos que provocan la mayor parte de los problemas de calidad. El principio enuncia que aproximadamente el 80% de los efectos de un problema se debe a solamente 20% de las causas involucradas. Consiste en una gráfica de dos dimensiones que se construye listando las causas de un problema en el eje horizontal, empezando por la izquierda para colocar a aquellas que tienen un mayor efecto sobre el problema, de manera que vayan disminuyendo en orden de magnitud. El eje vertical se dibuja en ambos lados del diagrama: el lado izquierdo representa la magnitud del efecto provocado por las causas, mientras que el lado derecho refleja el porcentaje acumulado de efecto de las causas, empezando por la de mayor magnitud. Los pasos para desarrollar el diagrama de Pareto son:

- ◆ Seleccionar qué clase de problemas se van a analizar.
- ◆ Decidir qué datos va a necesitar y cómo clasificarlos. Ejemplo: Por tipo de defecto, localización, proceso, máquina, trabajador, método.
- ◆ Definir el método de recolección de los datos y el período de duración de la recolección.
- ◆ Diseñar una tabla para el conteo de datos con espacio suficiente para registrarlos.
- ◆ Elaborar una tabla de datos para el diagrama de Pareto con la lista de categorías, los totales individuales, los totales acumulados, la composición porcentual y los porcentajes acumulados u Organizar las categorías por orden de magnitud decreciente, de izquierda a derecha en un eje horizontal construyendo un diagrama de barras. El concepto de “otros” debe ubicarse en el último lugar independientemente de su magnitud.
- ◆ Dibujar dos ejes verticales y uno horizontal.

a) Ejes verticales:

Eje izquierdo: Marcar este eje con una escala desde 0 hasta el total general.

Eje derecho: Marcar este eje con una escala desde 0 hasta 100%

b) Eje horizontal: Dividir este eje en un número de intervalos igual al número de categorías clasificadas.

➔ **Brainstorming.** Para comenzar con el proceso de tormenta de ideas, en el cual se genera información la gente se reúne en una sala en la cual se recomienda la disposición de las mesas en forma de “U” para facilitar el debate. La gente que participa en la sesión deberá de pertenecer a diferentes áreas o tener puntos de vista diferentes, esto con el objeto de enriquecer la sesión. El facilitador debe de contar con experiencia en la conducción de sesiones de tormentas de ideas, o al menos haber tenido experiencias previas. Para conducir un grupo se lleva a cabo la siguiente metodología:

- ◆ Seleccionar el problema a tratar.
- ◆ Pedir a todos los miembros del equipo generen ideas para la solución del problema, las cuales se anotan en el pizarrón sin importar que tan buenas o malas sean estas.
- ◆ Ninguna idea es evaluada o criticada antes de considerar todos los pensamientos concernientes al problema.

- ▶ Se alienta todo tipo de ideas, ya que al hacerlo pueden surgir cosas muy interesantes, que motivan a los participantes a generar más ideas.
- ▶ Apruebe la naturalidad y el buen humor con informalidad, en este punto el objetivo es tener mayor cantidad de ideas así existirán mayores posibilidades de conseguir mejores ideas.
- ▶ Se les otorga a los participantes la facultad de modificar o mejorar las sugerencias de otros.
- ▶ Una vez que se tenga un gran número de ideas el facilitador procede a agrupar y seleccionar las mejores ideas por medio del consenso del grupo de trabajo.
- ▶ Las mejores ideas son discutidas y analizadas con el fin de proponer una solución.

La técnica tormenta de ideas puede ser aplicada con gran frecuencia al llevar a cabo otras herramientas, como por ejemplo, diagramas causa-efecto (Ishikawa).

- ➔ **Diagramas de Causa-Efecto.** Una vez elaborado, el diagrama causa-efecto representa de forma clara, ordenada y completa todas las causas que pueden determinar cierto problema. Constituye una buena base de trabajo para poner en marcha la búsqueda de las verdaderas causas de un problema. Los pasos para elaborar el diagrama de causa-efecto son los siguientes:
- ▶ Se selecciona el efecto (problema) a analizar. Se puede seleccionar a través de un consenso, un diagrama de Pareto, otro diagrama o técnica.
  - ▶ Se realiza una lluvia de ideas para identificar las causas posibles que originan el problema.
  - ▶ Se dibuja el diagrama:
    - a) Se coloca en un cuadro a la derecha la frase que identifique el efecto (característica de calidad).
    - b) Se traza una línea horizontal hacia la izquierda del cuadro que contiene la frase. A esta línea se le conoce como columna vertebral.
    - c) Se colocan líneas inclinadas que inciden en la columna vertebral (causas principales).
    - d) Se dibujan líneas horizontales con flechas que inciden en las líneas inclinadas conforme a la clasificación de las causas (causas secundarias).
    - e) Se dibujan líneas inclinadas que inciden en las líneas de las causas secundarias (causas terciarias).
  - ▶ Se clasifican las causas derivadas de la lluvia de ideas, de la siguiente manera:
  - ▶ Se jerarquizan las causas por grado de importancia y se definen aquellas que tengan un efecto relevante sobre la característica específica.
  - ▶ Elaborar y ejecutar un programa de corrección de las causas relevantes.

Los productos a obtener del control de la calidad del proyecto son:

- ➔ Listas de comprobación completada.
- ➔ Aceptación o rechazo de los elementos inspeccionados.
- ➔ No conformidades.
- ➔ Acciones correctivas.
- ➔ Acciones preventivas.
- ➔ Mejoras de la Calidad.

Tradicionalmente, cuando se habla de control de la calidad en proyectos, se piensa en el control en la fase de ejecución. Sin embargo, para lograr la gestión integral de la calidad de un proyecto, se debe controlar la calidad en todas las fases del mismo, ya que en caso contrario, al igual que en una cadena, el eslabón más débil será el que nos delimite la calidad total del proyecto. Por ejemplo, se puede haber realizado un control exhaustivo durante la ejecución de la obra, que si en la fase de ingeniería se definieron mal los materiales de una tubería produciendo corrosión prematura, el proyecto fracasará; o que la ingeniería sea adecuada y la ejecución también, pero que la bomba que se ha comprado no satisfaga los requisitos especificados para la misma por ingeniería, en cuyo caso el proyecto fracasará.

Por todo ello se impone realizar un control en todas las fases del proyecto.

#### 7.3.4.2.1. Control de calidad en el proceso de diseño y desarrollo

En esta parte del proceso, se tiene en cuenta todos los aspectos anteriores del proyecto, es decir, lo establecido en los capítulos anteriores con respecto al diseño de la planta. Pudiendo establecer un control del mismo, para garantizar un buen desarrollo, lo cual lleva a cumplir con las especificaciones del proyecto, y en un futuro con las de los productos a vender.

El diseño del proyecto se divide en los siguientes procesos:

##### ➔ **Planificación del diseño.**

- ▶ El director de proyecto establece el coordinador de ingeniería.
- ▶ El responsable del proyecto establece las necesidades en las diferentes unidades del diseño del proyecto (obra civil, instalaciones eléctricas, piping, equipos electromecánicos, instalación contraincendios, etc.) para desarrollar adecuadamente el proyecto.
- ▶ Se establecen las etapas de ejecución del proyecto, teniendo en cuenta la interrelación entre cada una de ellas y las fechas límite de ejecución.

##### ➔ **Determinación de elementos de entrada.**

- ▶ Datos técnicos de partida.
- ▶ La legislación, reglamentos y otros documentos que puedan establecer condiciones y requisitos que haya que tener en cuenta a la hora de realizar el proyecto.
- ▶ Datos facilitados por terceras partes (Analítica, topografía, geotécnica, etc).

##### ➔ **Desarrollo del diseño del proyecto.** Como resultado del diseño se generarán los siguientes documentos:

- ▶ Memorias y anejos.
- ▶ Planos.
- ▶ Especificaciones Técnicas.
- ▶ Listados de materiales.
- ▶ Requerimientos de materiales.
- ▶ Presupuesto.
- ▶ Planning general del proyecto

##### ➔ **Revisiones del proceso de diseño.** Se deben establecer revisiones del diseño en las siguientes fases del mismo:

- ▶ En los elementos de entrada, buscando que se han tenido en cuenta todos los datos necesarios y disponibles.
  - ▶ Durante el diseño del proyecto, buscando, el cumplimiento de plazos y el de contenidos del proyecto.
  - ▶ En la documentación del resultado del diseño, en este caso se debe revisar que la documentación sea completa, que dé respuesta a los requisitos desde el punto de vista cuantitativo, ya que el control cualitativo se lleva a cabo en la Verificación.
- ➔ **Verificación del diseño.** La verificación del diseño la llevan a cabo entre el Responsable del Proyecto, junto con el coordinador de ingeniería comprobando que todos los requisitos e hipótesis de cálculo del proyecto son los correctos para su posterior ejecución y que los resultados del proyecto cumple con los requisitos de los elementos de entrada, y en caso contrario que son los resultados de salida los viables a la hora de ejecutar la obra. En este caso debe comprobar las diferentes partes de las que se compone el proyecto, desde la técnica hasta la económica, pasando por la claridad de la documentación generada para posteriormente poder llevar a ejecución la obra.

Para proyectos de especialidad, si es posible, además de la verificación por parte del coordinador de ingeniería, conviene la verificación por parte del jefe de obra o en su defecto por el responsable de ejecución de esta área, para ver si desde el punto de vista de ejecución es factible la solución adoptada.

- ➔ **Validación del diseño.** La validación del diseño se realizará cuando se apruebe la ejecución, comprobando que el proyecto resultante del diseño satisface los requisitos explícitos e implícitos.

#### 7.3.4.2.2. Control en el diseño y desarrollo

Para poder realizar el control en esta fase del proyecto, en primer lugar se debe distinguir entre las tareas de planificación, y la fase de ingeniería propiamente dicha. La primera la realiza el director de proyectos con apoyo del planificador, mientras que en la segunda el responsable será el coordinador de ingeniería, el cual supervisa a todos los especialistas de cada área, con la supervisión del responsable del proyecto. Por tanto los elementos a controlar serán:

➔ **Fase de planificación.**

- ▶ Elementos entrada generales.
- ▶ Plazo y presupuesto.
- ▶ Resultados de la planificación del proyecto.
- ▶ Estimación de costos.
- ▶ Asignación de recursos humanos.
- ▶ Gestión de información y comunicaciones.
- ▶ Gestión de riesgos.
- ▶ Gestión de calidad.

➔ **Fase de ingeniería.**

- ▶ Elementos de entrada específicos. Son los elementos necesarios para cada una de las diferentes áreas de ingeniería.

- ▶ Datos técnicos de partida.
- ▶ La legislación, reglamentos y otros documentos que puedan establecer condiciones y requisitos.
- ▶ Datos facilitados por terceras partes (Analítica, topografía, geotécnica, etc.).
- ▶ Resultados de ingeniería.
- ▶ Memorias y anejos.
- ▶ Planos.
- ▶ Especificaciones Técnicas.
- ▶ Listados de materiales.
- ▶ Requerimientos de materiales.

El control en esta fase de proyecto se realizará mediante dos listas de control independientes, una para la planificación y otra para la ingeniería, en la cual se establecen los procesos y elementos a controlar, el registro que se debe generar y la persona responsable de dicha comprobación.

#### 7.3.4.2.3. Control de Calidad en la fase de compras

La gestión de compras y subcontratas incluye todos los procesos relacionados con la adquisición de bienes y servicios dentro del alcance del proyecto, que son obtenidos fuera de la organización o compañía.

La fase de compras, se basa en las especificaciones establecidas por la ingeniería, que definen cada producto, y se debe adquirir los productos o servicios que cumplan con dichas especificaciones en las mejores condiciones de precio y plazo.

Estos procesos se suelen resumir en:

- ➔ **Planificación de Compras y Subcontratas.** Es el proceso de identificación de las necesidades del proyecto para las cuales sea preferible adquirirlas o contratarlas fuera de la empresa encargada del mismo.
- ➔ **Planificación de Ofertas.** La planificación de ofertas es el proceso encargado de la preparación de la documentación necesaria para obtener los precios correspondientes a las compras y subcontratas del proyecto.
- ➔ **Solicitud de Ofertas.** La solicitud de ofertas corresponde al proceso encargado de obtener respuestas (ofertas y propuestas) de los vendedores sobre los productos y/o servicios necesarios en el proyecto. La mayoría del trabajo desarrollado en este proceso, se realiza a cargo del vendedor, sin costo alguno para el proyecto.
- ➔ **Selección de Ofertas.** Incluye la recepción de ofertas y propuestas y la aplicación de un criterio de evaluación para seleccionar al vendedor. Aparte del precio, existen otra serie de factores que conviene ser tenidos en cuenta en el proceso de selección:
  - ▶ El precio suele ser el factor más importante desde el punto de vista de cada unidad de producto, pero el precio más bajo, no tiene por qué implicar el costo más bajo, si por ejemplo el vendedor no puede hacerlo llegar en un tiempo determinado.
  - ▶ Las propuestas suelen ser divididas entre técnicas y comerciales, y además ser evaluadas separadamente.
  - ▶ Múltiples proveedores pueden ser necesarios para productos críticos.

- ▶ Conviene tener en cuenta la fiabilidad y calidad del servicio prestado por el proveedor, y así evitar retrasos u otras sorpresas a la entrega.
- ➔ **Administración de Compras.** Este proceso de administración, se encarga de que los rendimientos del vendedor se encuadren dentro de los requisitos y condiciones del proyecto.

En proyectos grandes con múltiples vendedores y subcontratistas, un aspecto clave desde el punto de vista administrativo consiste en gestionar correctamente las distintas interfaces entre los distintos proveedores, así como tener en cuenta los distintos aspectos legales y contractuales que atañen a estas relaciones.

El control en esta fase de proyecto se realiza mediante una lista de control, en la cual se establecen los procesos y elementos a controlar, el registro que se debe generar y la persona responsable de dicha comprobación.

#### 7.3.4.2.4. Control de Calidad en la fase de ejecución y puesta en marcha

En la fase de ejecución y puesta en marcha se parte de unos procedimientos que definen cada una de las operaciones a realizar. Se debe distinguir que si bien los procedimientos se confeccionan teniendo en cuenta los requisitos que puede establecer la normativa al respecto, en la normativa o códigos se define que debe cumplirse pero no como se debe realizar, algo que sí describen los procedimientos.

Por tanto la base para el control de calidad en la fase de ejecución es el control del cumplimiento de los procedimientos establecidos, el cual se realiza mediante Inspecciones y Ensayos. Dichas Inspecciones y Ensayos dependiendo del caso, serán:

- ➔ **Inspección y ensayo en talleres y depósitos.**
  - ▶ Inspección de recepción.
  - ▶ Inspección en proceso.
  - ▶ Inspección final.
- ➔ **Inspección y ensayo en obra.**
  - ▶ Inspección de recepción (en obra).
  - ▶ Inspección en proceso (en obra).
  - ▶ Inspección final (en obra).

Todas estas pruebas, inspecciones y ensayos quedan establecidas en el Plan de Inspecciones y Ensayos (PIE), de modo que este es un resumen y cronograma de todas las actividades de control a realizar en las diferentes fases que constituyen cada uno de los entregables o especialidades de las que consta el proyecto. Las mismas se realizarán de acuerdo a lo establecido en los Planes de Inspección y Ensayos y/o procedimientos e instructivos aplicables, dejando los registros que en ellos se establecen sobre la base de la documentación proporcionada por la ingeniería del proyecto o sobre los planes de inspección y ensayos, según corresponda, de manera de asegurar el cumplimiento de los requisitos.

El alcance de cada una de las pruebas o inspección queda definido en el procedimiento específico, o en la especificación correspondiente. Por tanto, en base al PIE se van realizando las correspondientes inspecciones, pruebas y ensayos.

Una vez que la etapa queda aprobada se firma indicando la fecha el punto correspondiente del plan de inspección y ensayo junto con el proveedor; quedando el proveedor autorizado a continuar con las tareas subsiguientes. El inspector de calidad emitirá cuando sea indicado sobre el PIE, un informe de control de calidad donde se detalla la descripción del objeto o parte de la provisión y todas las actividades de inspección y ensayos efectuadas, su resultado y liberación el que será firmado y fechado por él, el proveedor.

En este caso, se establecen las siguientes especialidades, las cuales dispondrán cada una de un PIE específico, englobados todos dentro del Plan de Inspecciones y Ensayos:

- ➔ Estructura Edificio Proceso-Fabricación.
- ➔ Estructura Edificio Proceso-Montaje.
- ➔ Recipientes.
- ➔ Prefabricado y montaje de Tuberías.
- ➔ Montaje Eléctrico e Instrumentación.
- ➔ Montaje Mecánico Equipos.
- ➔ Depósitos In-Situ.
- ➔ Cuadros de Control.
- ➔ Puesta en marcha.

En el Plan de Inspecciones y Ensayos se detalla la siguiente información:

- ➔ Descripción de la Actividad de Control.
- ➔ Documentación aplicable:
  - ▶ Planos.
  - ▶ Especificaciones.
  - ▶ Manuales.
  - ▶ Códigos.
  - ▶ Reglamentos.
- ➔ Tipo de informe a generar:
  - ▶ Procedimientos.
  - ▶ Informe de Control de Calidad.
  - ▶ Certificado de Materiales.
  - ▶ Otros.
- ➔ Puntos de detención para la inspección del proveedor:
  - ▶ Revisión de Documentos.
  - ▶ Verificación en Proceso.
  - ▶ Presencia aleatoria.
  - ▶ Detención obligatoria con presencia.

El Plan de Inspecciones y Ensayos debidamente cumplimentado y firmado, junto a todos los informes de calidad generados al efecto deberá formar parte del Dossier Final de Calidad de cada una de las especialidades.

Cabe indicar que al tratarse de documentos vivos, cada uno de los Planes de Inspección específicos que conforman el Plan de Inspecciones y Ensayos del proyecto deben permanecer durante todas las fases de

ejecución en el taller correspondiente o en la obra, según donde se esté desarrollando la actividad en ese momento. De esta forma, se garantiza que siempre pueda ser consultado y se pueda verificar que las inspecciones y ensayos previos a la fase que se está ejecutando en ese momento han sido realizados y aprobados.

### 7.3.4.3 Aseguramiento de la Calidad

El Aseguramiento de la Calidad se refiere al conjunto de acciones planificadas y sistemáticas, implementadas en el Sistema de Calidad, que son necesarias para proporcionar la confianza adecuada de que un producto satisface los requisitos dados sobre la calidad. El Aseguramiento de la Calidad, para ser efectivo, requiere una evaluación continua de los factores que afectan a la calidad y auditorías periódicas.

#### 7.3.4.3.1 Auditorías internas y externas

Para realizar el aseguramiento la herramienta principal serán las auditorías, en las cuales se revisa todos los procesos que intervienen en el proyecto para verificar que los procesos para ejecutar el proyecto son los adecuados.

En muchos casos se cae en el error de auditar únicamente la fase de ejecución del proyecto, olvidándose del resto de fases o procesos que intervienen, sin embargo para poder asegurar la calidad del proyecto se debe auditar todos los aspectos intervinientes en la gestión del proyecto (gestión de costos, planificación, gestión de calidad, gestión de la información, gestión de compras y gestión de recursos humanos).

Cabe distinguir entre las auditorías a los sistemas de gestión de la empresa, en las cuales se verifica si los procesos son adecuados y las auditorías de proyecto, en donde se verifica que están implantados y se usan los procedimientos de la empresa, y por otro lado que los procesos específicos son adecuados para la ejecución del proyecto.

El proceso de las auditorías es el siguiente:

- ➔ **Planificación y notificación de auditoría:** La auditoría se notificará con anterioridad a los auditados, ya sea por medio de una Convocatoria de Auditoría, mail o memorando, para que el sector afectado pueda disponer del tiempo y los recursos necesarios para atender al grupo auditor. Se recomienda 10 días antes, para darle la difusión e información adecuada a todos los implicados.
- ➔ **Reunión inicial:** Se realizará la reunión inicial al comenzar la auditoría, debiendo participar de la misma el grupo auditor, los Directores o Gerentes y el personal de los sectores a auditar. El objeto de esta reunión es confirmar el objetivo y alcance de la auditoría, como así también aclarar dudas sobre el desarrollo de la misma y el horario estimado de inicio y finalización e informar de la planificación de la misma.
- ➔ **Desarrollo de la auditoría:** Durante la auditoría el auditor registrará sobre el formulario correspondiente “Lista de Chequeo de Auditoría” el documento aplicable (con el que se audita), el tema auditado y hará una primera aproximación del resultado de lo auditado.

Los desvíos detectados se deben registrar luego del análisis global de la auditoría, definiendo si lo relevado en un formulario se consideran Recomendaciones, Observaciones o No conformidades. Se

consideran Observaciones a aquellos desvíos detectados que sean de menor impacto y puntuales y No conformidades aquellos desvíos de mayor impacto sean o no puntuales. Si durante la auditoría surgen oportunidades de mejora, las mismas una vez consensuadas con el Máximo Responsable de Sede o con el Director General se registran como Acciones Preventivas.

- ➔ **Reunión final:** Finalizada la auditoría se efectuará la reunión final para presentar todos los hallazgos de la auditoría. Los participantes convocados a la reunión deberán ser los mismos que en la reunión inicial o designar su representación en dicha reunión.
- ➔ **Informe de auditoría:** Todo el resultado de la auditoría será documentado en un informe resumen, mediante formulario. El informe, preparado por el Auditor Líder, será presentado dentro de los 7 días hábiles posteriores a la fecha de cierre de la auditoría al Máximo Responsable del SG, luego de la aprobación del mismo, se entregarán copias al Director General o Máximo Responsable de Sede y a los Máximos Responsables de los sectores auditados.

Las No conformidades detectadas se registran en el sistema de Gestión como:

- ➔ **No Conformidad:** Cuando se trate de un desvío mayor, puntual y que necesite una disposición inmediata.
- ➔ **Acción Correctiva:** Cuando se trate de un desvío mayor y que necesite de un análisis de causas para definir acciones correctivas.

Las Recomendaciones/Observaciones se registran para su seguimiento mediante el formulario. El Máximo Responsable del SG o quien él designe, se encarga de informar las oportunidades de mejora al sector involucrado, cuyo responsable propone la disposición y fecha prevista de cierre.

- ➔ **Finalización de la auditoría y actividades de seguimiento:** Una vez recibido el informe de auditoría, el sector afectado analizará las NC/AC/AP, Observaciones y Recomendaciones y propondrá la disposición o acciones correctivas/preventivas a tomar (previo análisis de causa) según corresponda y elevará al Máximo Responsable del SG para su análisis, quien podrá disponer, en caso de no estar de acuerdo, convocar al Comité de Estudio. La fecha de cumplimiento de la disposición la acordará con el Máximo Responsable del sector afectado. El cumplimiento de la AC y/o AP será verificado por Personal de SG, siendo responsabilidad del Máximo Responsable de SG cerrar las mismas y hacer la verificación de la eficacia de las AC/AP. Habiéndose cumplido todas las etapas antes descritas, el Auditor Líder verificará el efectivo cumplimiento de las Observaciones / NC / AC / AP para dar cierre al informe de auditoría. El Máximo Responsable del SG o quien él designe deberá verificar el registro de las NC, AC y/o AP, su disposición, y realizar el seguimiento hasta su cierre y archivo. El informe de auditoría formará parte de la Revisión por la Dirección y servirá como base para las discusiones de eficacia del Sistema de Gestión de CSSA.

En resumen las auditorías internas seguirán el proceso que se muestra en la Figura 7.6.

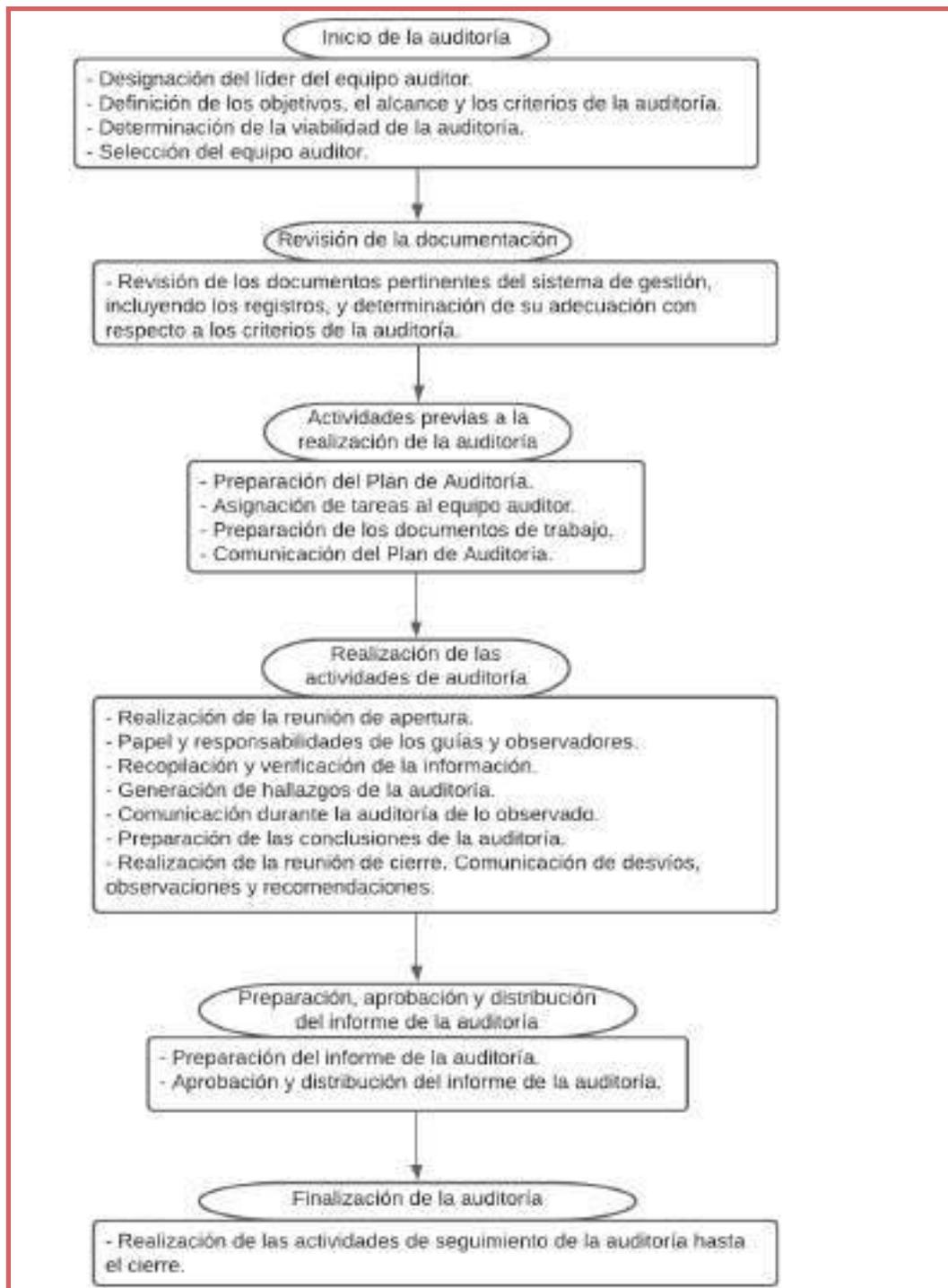


Figura 7.6 - Flujograma de auditoría interna.

### 7.3.4.3.2 Aseguramiento de calidad a través de la selección y evaluación de proveedores.

Contar con buenos o malos proveedores puede resultar crucial para la gestión y éxito. La Norma UNE-EN ISO 9001/2008 entrega directrices claras y precisas, que al traducirlas en herramientas prácticas de gestión, que permiten seleccionar y desarrollar a los proveedores, optando por los mejores y transformándolos en aliados estratégicos, con visión de mediano / largo plazo.

La norma UNE-EN ISO 9001/2008 en su cláusula 7.4.1 dice “La organización debe evaluar y seleccionar a los proveedores en función de su capacidad para suministrar productos de acuerdo con los requisitos de la organización. Deben establecerse los criterios para la selección, la evaluación y la reevaluación. Deben mantenerse los registros de los resultados de las evaluaciones y de cualquier acción necesaria que se derive de las mismas”.

Lo anterior es aplicable a proveedores que suministran productos, insumos, materiales y servicios ya sea en forma regular y/o puntual. Detrás de esta cláusula hay un principio claro que significa establecer con los proveedores relaciones de mutuo beneficio. El objetivo final es tener pocos pero buenos proveedores, y muy especialmente, alineados con las estrategias de la empresa.

### 7.3.4.3.3 Selección de proveedores

Un adecuado proceso de selección de proveedores implica establecer un registro propio de proveedores, los que se han seleccionado según los siguientes criterios:

- ➔ Experiencia del proveedor.
- ➔ Calidad del producto y/o servicio (respaldo mediante certificación ISO 9001).
- ➔ Antecedentes comerciales y financiero-contables de los proveedores.
- ➔ Costos asociados.
- ➔ Plazos para entrega de productos / servicios.
- ➔ Certificación en ISO 14001 y/o OHSAS 18001.
- ➔ Calidad de cotización o propuesta preparada por el proveedor.
- ➔ Otros aspectos relevantes.

Para cada orden de compra se consideran los criterios más críticos y relevantes para la selección del proveedor, ponderando esos factores según criterios específicos y dejando una terna para la elección del que se ve más favorecido.

### 7.3.4.3.4 Evaluación de proveedores

Para evaluar a los proveedores una vez que ellos hayan interactuado con la empresa, ofreciendo sus productos o servicios, se deben considerar los siguientes factores de evaluación:

- ➔ Nivel de calidad de los servicios, materiales, insumos, equipos u otros que suministran.
- ➔ Grado de cumplimiento en los plazos de entrega de los productos o servicios.
- ➔ Nivel de flexibilidad frente a cambios en los requerimientos.
- ➔ Cumplimiento en cantidades y especificaciones de los requerimientos.
- ➔ Capacidad de resolver problemas frente a quejas, reclamos o sugerencias.

- ➔ Nivel de seguimiento en el avance de entrega de productos y servicios.
- ➔ Calidad en el servicio post ventas.

Estos factores deben ponderarse en porcentajes variables de acuerdo a la importancia relativa en la cadena logística de cada empresa. Al hacer la evaluación se deben establecer registros, frecuencias de medición y responsables para levantar la información. Esto genera en ciertos períodos de tiempo puntajes representativos de cada comportamiento, permitiendo definir categorías para ellos: Proveedores tipo A, que responden adecuadamente a las exigencias de la empresa, proveedores tipo B, que responden con reparos y proveedores tipo C, que no responden a los requerimientos de la empresa y con los cuales no se debe seguir estableciendo una relación comercial.

Para lograr que los proveedores tipo B mejoren sus resultados resulta muy conveniente establecer mecanismos de retroalimentación, con datos y hechos objetivos, que generen elementos de entrada para su rediseño de procesos y para la mejora continua de los mismos.

#### 7.3.4.3.5 Metodología para compras o contrataciones

- ➔ **Selección del proveedor:** Suministros recibe el “requerimiento de compra” desde el responsable de compras del proyecto y, antes de la compra o la contratación, verificará que el proveedor cumpla con las siguientes condiciones:
  - ◆ Se encuentre en el listado de proveedores.
  - ◆ Se encuentre en condición de aprobado y en caso de tener observaciones se analicen y se definan las acciones para mitigar dichas observaciones.
  - ◆ Que el suministro solicitado esté dentro del alcance para el cual el proveedor está calificado. Si el proveedor no cumple con alguna de las condiciones mencionadas, suministros solicitará la evaluación del mismo e informará cual será el alcance de la provisión requerida, iniciándose el “Proceso de Alta Administrativa (PAA)” y en caso de cumplir con los requisitos administrativos se lo incorporará al listado de proveedores correspondiente a la sede.
- ➔ **Medición de desempeño de proveedores.** La medición de desempeño de Proveedores la realizará el responsable de compras del proyecto con la ayuda del responsable del área involucrada. La medición de desempeño de Proveedores permite evaluar cómo se desarrollaron las relaciones comerciales, cumplimiento de requisitos, calidad de las provisiones, y otros aspectos. Se registrará en un formulario “Informe de Desempeño de Proveedores”. La evaluación de desempeño podrá realizarse:
  - ◆ Finalizada la provisión del proveedor.
  - ◆ Finalizado el proyecto.
  - ◆ Al momento del vencimiento de la calificación.
- ➔ **Acciones a realizar por el personal del proyecto.** Como acabamos de observar el proceso de selección y evaluación de proveedores pertenece al sistema de gestión de la calidad de la empresa, por lo que la mayoría de las acciones involucradas en dichos procesos se realizarán desde los servicios centrales de la empresa. Las acciones a realizar por el personal del proyecto son:
  - ◆ Enviar el requerimiento de compra a suministros (El responsable de compras del proyecto).
  - ◆ En caso de que el proveedor no esté dado de alta, solicitar toda la documentación necesaria al proveedor y posteriormente enviar a suministros (El responsable de compras del proyecto).

- ▶ Rellenar el informe de medición del desempeño del proveedor. (El responsable de compras del proyecto junto con el responsable del área involucrada).

### 7.3.4.4 Gestión de la Documentación

#### 7.3.4.4.1 Importancia de la gestión documental de la calidad en un proyecto

La gestión documental de todo el proyecto debe ser considerada como parte integrante de la gestión de la calidad del proyecto, ya que sin la misma jamás se alcanza la calidad requerida del proyecto, entendiendo por calidad el grado en el que un conjunto de características inherentes cumple con los requisitos (American Society for Quality) bien porque:

- ➔ No existe documentación o registros que demuestren que se han cumplido todos los requisitos y especificaciones establecidas, a pesar de que dichas comprobaciones, ensayos, inspecciones se hayan realizado.
- ➔ Existe toda la documentación o registros, pero al no estar correctamente estructurada, no se encuentre en el lugar adecuado y pueda dar a entender que no se han realizado los pertinentes controles, creando la sensación de que no se están cumpliendo los requisitos.
- ➔ Al no existir un índice con toda la documentación del proyecto, se obvie algún procedimiento, especificación, requerimiento, etc o se utilice una revisión desactualizada de algún documento que genere una No Conformidad, la cual con casi toda seguridad repercuta en sobrecostos y retrasos.

#### 7.3.5.4.2. Estructura de la documentación del Sistema de Gestión de la Calidad

De acuerdo a la UNE-EN ISO 9001/2008, en un Sistema de Gestión de la Calidad, la documentación debe estar estructurada con la siguiente jerarquía (teniendo en cuenta la estructura que se muestra en la Figura 7.4):

- ➔ En un primer nivel se encuentra el Manual de Calidad, documento que permite describir la forma como se aplica el sistema de calidad en los distintos procesos de la empresa, la forma de responder a los requerimientos de la norma ISO 9000 y además , permite conocer la política de calidad de la empresa ( los deseos de la gerencia, sus empleados, sus proveedores y sus productos / servicios) y los objetivos de calidad ( indicadores medibles y cuantificables, que constituyen el cable a tierra de la política de calidad).
- ➔ En el segundo nivel se encuentran los procedimientos, documentos que describen la forma de cómo se ejecutan los procesos, quiénes lo hacen, quienes son los responsables y con qué recursos.
- ➔ En el tercer nivel se encuentran:
  - ▶ Los instructivos de trabajo: Descripción más detallada de la forma de ejecutar ciertos procesos/tareas).
  - ▶ Los registros de calidad: Son las huellas que identifican la utilización de la documentación del sistema de calidad).
  - ▶ La documentación técnica.

- ▶ Los formatos de registros y los estándares de calidad aplicables en la empresa (normas técnicas, de ingeniería y/o de manufactura, reglamentos, etc.).

A partir de la Figura 7.7 se puede observar lo detallado anteriormente.

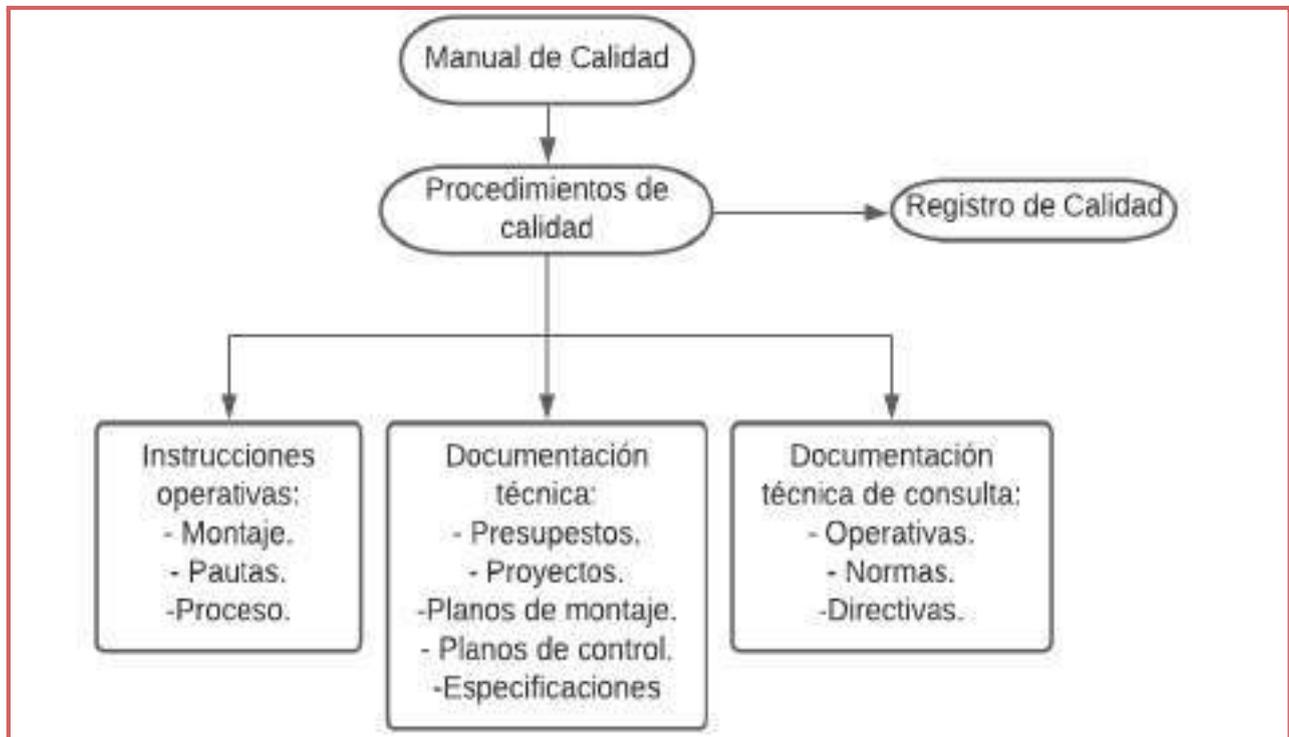


Figura 7.7 - Estructura de la documentación en un SGC según UNE-EN ISO 9001/2008.

Una vez que se demuestra la necesidad de gestionar adecuadamente toda la documentación de calidad y siguiendo con las directrices marcadas por la norma UNE-EN ISO 9001/2008, se pasa a estructurar la documentación del proyecto de acuerdo a estas directrices.

### 7.3.5 Planning de Calidad en el Proyecto

Al definirse todas las necesidades en cuanto a gestión de la calidad del proyecto, para poder asegurar la correcta ejecución de todas las tareas relativas a gestión de la calidad en el proyecto, es necesario planificar todas las actividades y asignar los recursos necesarios.

#### 7.3.5.1 Estructura de descomposición del trabajo (WBS)

El primer paso para la correcta planificación de actividades de gestión de la calidad en el proyecto, es la descomposición del trabajo “Work Breakdown Structure”, que consiste en subdividir los entregables identificados en el Plan de Inspecciones y Ensayos y en la documentación de calidad en componentes más pequeños y manejables, de forma que sea más fácil elaborar el diagrama de Gantt y asignar los recursos. El mismo se observa en la Figura 7.8.

Nivel 1	Nivel 2	Nivel 3	Nivel 4	Nivel 5	
<i>Planificación de AG y MG/DG</i>	INGENIERIA				
	COMPRAS				
	CONSTRUCCION				
	CALIDAD	PLAN DE CALIDAD Y PIE	ELABORACIÓN PLAN DE CALIDAD	ELABORACIÓN PLAN DE CALIDAD	
			ELABORACIÓN PIE	ELABORACIÓN PIE	
		DOCUMENTACIÓN	REVISIÓN DOCUMENTACIÓN MATERIALES	REVISIÓN DOCUMENTACIÓN MATERIAL PIPING	REVISIÓN DOCUMENTACIÓN MATERIAL ELECTRICO Y CONTROL
				REVISIÓN DOSSIER PARCIALES	REVISIÓN DOSSIER PARCIAL PIPING
				REVISIÓN DOSSIER PARCIAL MONTAJE ELECTRICO	
				REVISIÓN DOSSIER PARCIAL MONTAJE ESTRUCTURA METALICA	
				REVISIÓN DOSSIER PARCIAL TANQUES ALMACENAMIENTO	
				REVISIÓN DOSSIER PARCIAL RECIPIENTES PROCESO	
				REVISIÓN DOSSIER PARCIAL PROVEEDORES EQUIPOS ELECTROMECHANICOS	
				REVISIÓN DOSSIER PARCIAL PROVEEDORES INSTRUMENTOS	
				REVISIÓN DOSSIER PARCIAL MONTAJE AISLAMIENTO	
				COMPILACIÓN DOSSIER FINAL CALIDAD	COMPILACIÓN DOSSIER FINAL CALIDAD
		INSPECCIONES Y ENSAYOS	INSPECCIONES EN TALLER	INSPECCIONES EN TALLER PREFABRICADO ESTRUCTURA	
			INSPECCIONES EN TALLER	INSPECCIONES EN TALLER PREFABRICADO TUBERIA	
			INSPECCIONES EN TALLER	PRUEBAS FAT EQUIPOS ELECTROMECHANICOS	
			INSPECCIONES EN TALLER	PRUEBAS FAT EQUIPOS ELECTRICOS	
			INSPECCIONES EN TALLER	PRUEBAS HIDRAULICAS RECIPIENTES Y EQUIPOS A PRESION	
			INSPECCIONES EN OBRA	INSPECCIONES MONTAJE ESTRUCTURA	
			INSPECCIONES EN OBRA	INSPECCIONES MONTAJE EQUIPOS	
	INSPECCIONES EN OBRA		INSPECCIONES MONTAJE PIPING		
	INSPECCIONES EN OBRA		INSPECCIONES MONTAJE ELECTRICO		
	INSPECCIONES EN OBRA		INSPECCIONES AISLAMIENTO		

Figura 7.8 - Estructura de descomposición del trabajo (WBS) de calidad.

### 7.3.5.2. Planificación específica de calidad

En base a las actividades descompuestas en el WBS, al planning general del proyecto y a lo establecido en el Plan de Calidad y en el Plan de Inspecciones y Ensayos se realiza un planning específico para todas las actividades relativas a calidad, de forma que se pueden establecer las necesidades en cuanto a recursos y por otro para el responsable de calidad sea mucho más fácil realizar el seguimiento y la planificación de todas las actividades.

En prácticamente todas las fases del proyecto se llevan a cabo tareas asociadas a la gestión de la calidad, ya sea control o recopilación de la documentación, inspecciones en taller o inspección en obra.

Además, cabe destacar que luego de la realización del mismo, se establecen los recursos necesarios para cumplir con los plazos. Los recursos pueden ser humanos o materiales.

Se expone el planning específico de calidad (Diagrama Gantt), en el **Anexo III**.

## 7.4 Gestión de Seguridad y Salud en el Trabajo

Un eje sumamente importante en lo que respecta a la gestión integral de la empresa se relaciona con la seguridad y salud en el trabajo (SST). Los trabajadores se encuentran en constante interacción con el entorno laboral por lo que condiciones de trabajo desfavorables pueden dar lugar a accidentes o enfermedades profesionales.

Los sistemas de Gestión de la Seguridad y Salud en el trabajo buscan garantizar el bienestar - físico, mental y social - de los trabajadores en su entorno para que su desempeño sea adecuado y eficiente, lo que conduce al aumento de la productividad de la empresa. En la etapa de diseño se propone la planificación y aplicación de medidas que contribuyan a mejorar las condiciones del entorno laboral.

Si bien el presente trabajo aborda la etapa de diseño de la planta de procesos descrita en capítulos anteriores, lo que impide analizar puntualmente las diferentes fuentes de peligro que están presentes en el entorno laboral, sí será posible establecer lineamientos generales en términos de la política empresarial relativa a la seguridad y salud en el trabajo. Un sistema de Gestión de SST, propuesto en esta etapa, permite considerar de antemano cuestiones que de otra manera deberían ser subsanadas una vez la planta se encuentre en operación. Así, la conciencia de la empresa en lo que respecta a la seguridad y la salud de sus trabajadores se establece desde el nacimiento del proyecto.

Particularmente, el estándar OHSAS (Occupational Health and Safety Assessment Series) 18001:2007 especifica los requisitos para un sistema de gestión de la SST que permita a cada organización desarrollar e implementar una política y objetivos que tengan en cuenta los requisitos legales y la información sobre los riesgos para la SST (1). Este estándar se basa en la metodología ya mencionada que consiste en: planificar → hacer → verificar → actuar.

### 7.4.1 Objetivos de la gestión de SST

Los objetivos de la gestión pretenden establecer las metas de la empresa en lo relativo a la SST, para que alineados a la política de gestión integral marquen el rumbo de las medidas que se tomarán. Deben tender a la mejora continua, no deberán contradecir la política de la empresa, serán conocidos y comprendidos por todos los niveles de la empresa.

Particularmente para la planta de procesos propuesta, que se dedica a la producción de ácidos grasos y glicéridos, los objetivos en lo que respecta a la gestión de SST son los que se detallan a continuación:

#### ➔ Objetivo general

Garantizar condiciones de trabajo seguras y saludables para todas las actividades desarrolladas dentro de la planta de procesos a través de la promoción de la salud, la identificación, evaluación y control de los riesgos laborales.

#### ➔ Objetivos específicos

- ◆ Detectar, evaluar e intervenir en la mitigación de riesgos que afecten la salud e integridad de los trabajadores.

- ▶ Controlar periódicamente la salud de los trabajadores según los riesgos a los que se exponga en su puesto de trabajo.
- ▶ Evaluar las aptitudes físicas y psicológicas de cada trabajador, para asignarle aquellas tareas en las que se desenvuelva de manera eficiente.
- ▶ Promover el compromiso de todos los trabajadores en lo que respecta a realizar su trabajo de forma segura, preservando su salud.
- ▶ Responder de forma rápida y efectiva a los accidentes que puedan ocurrir.

## 7.4.2 Planificación

### 7.4.2.1 Programa de prevención

En la Figura 7.9 se presenta la estructura del programa de prevención propuesto para contar con un esquema lógico y estandarizado de pasos a seguir para la identificación, evaluación y control de los riesgos presentes en el entorno laboral.

Al menos anualmente se completará una planilla similar a la que se muestra en la Tabla 7.3, sugerida por la Superintendencia de Riesgos del Trabajo (SRT), luego de identificar y evaluar los riesgos asociados a cada puesto de trabajo.

**Tabla 7.3 - Programa anual de prevención de riesgos laborales.**

#	Medida a implementar	Medios y recursos necesarios	Responsable	Fechas de inicio, ejecución y control	Indicador	Observaciones
1						
2						

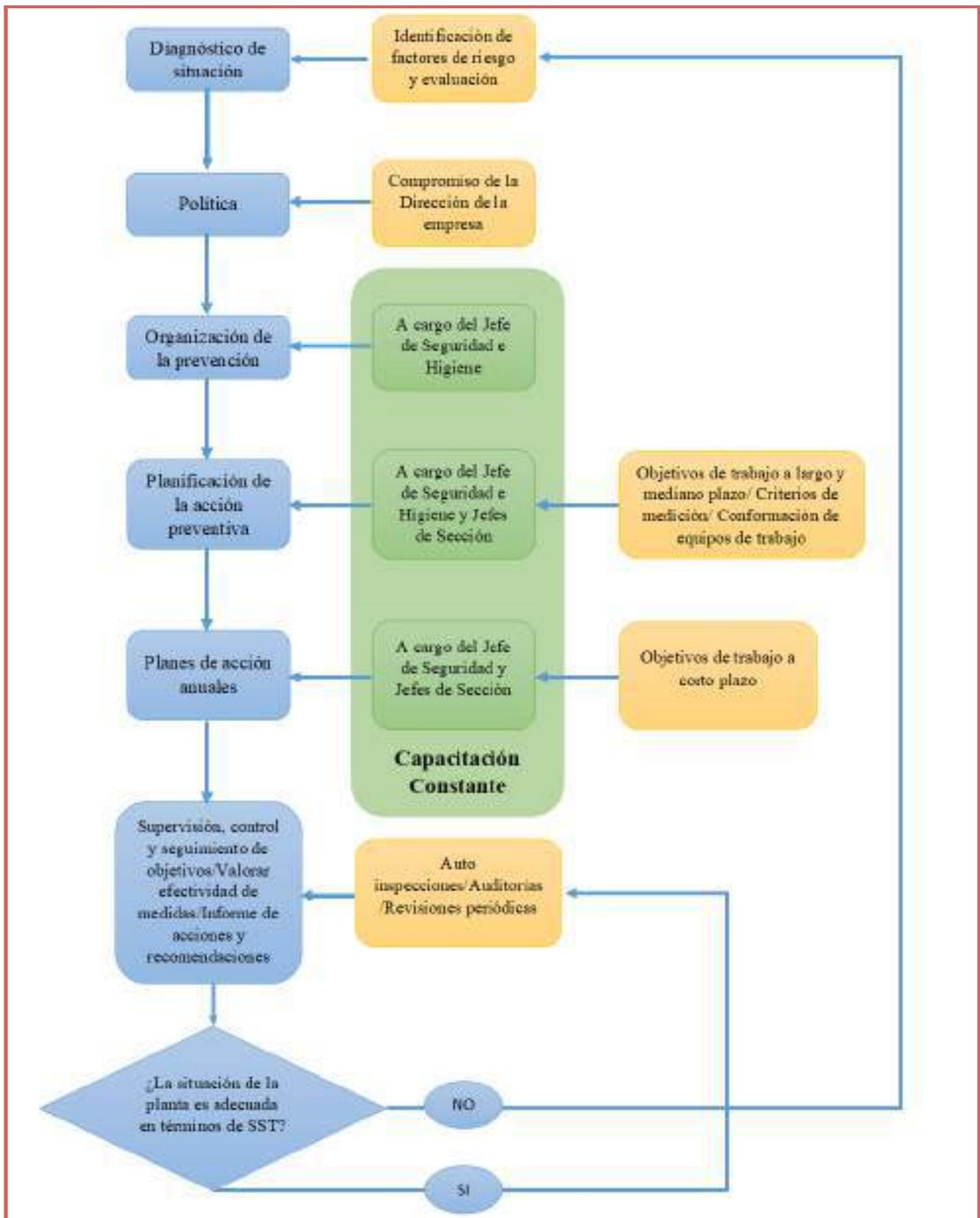


Figura 7.9 - Estructura del programa de prevención.

Si de la evaluación de riesgos surge la necesidad de aplicar medidas preventivas, es necesario planificarlas para controlar o eliminar dichos riesgos. El plan de actividades preventivas se elaborará anualmente y podrá estar sujeto a modificaciones producto de las evaluaciones que se realicen, tanto de manera interna como en auditorías.

### 7.4.2.2 Identificación de peligros, evaluación de riesgos y determinación de controles

Resulta conveniente presentar una breve definición de las palabras “peligro” y “riesgo”, puesto que ambos conceptos pueden resultar similares pero su distinción es fundamental para la comprensión del análisis posterior.

Un peligro es el potencial intrínseco de un producto, proceso o situación de causar daños o efectos negativos sobre la salud de una persona o perjuicio a una cosa. Este concepto aporta una idea cualitativa de los efectos dañosos asociados a cierta característica del entorno laboral.

El riesgo, en cambio, da una noción cuantitativa de la probabilidad de que ciertos efectos dañinos se manifiesten, como consecuencia de la exposición a un peligro. Depende de diversos factores: cómo es la exposición a determinada situación, la frecuencia de exposición al peligro, la magnitud del daño.

Para llevar a cabo una planificación adecuada, orientada al cumplimiento de los objetivos establecidos que permita delinear el camino a seguir para la prevención de riesgos en el entorno laboral se seguirá el esquema de decisión que se presenta en la Figura 7.10.

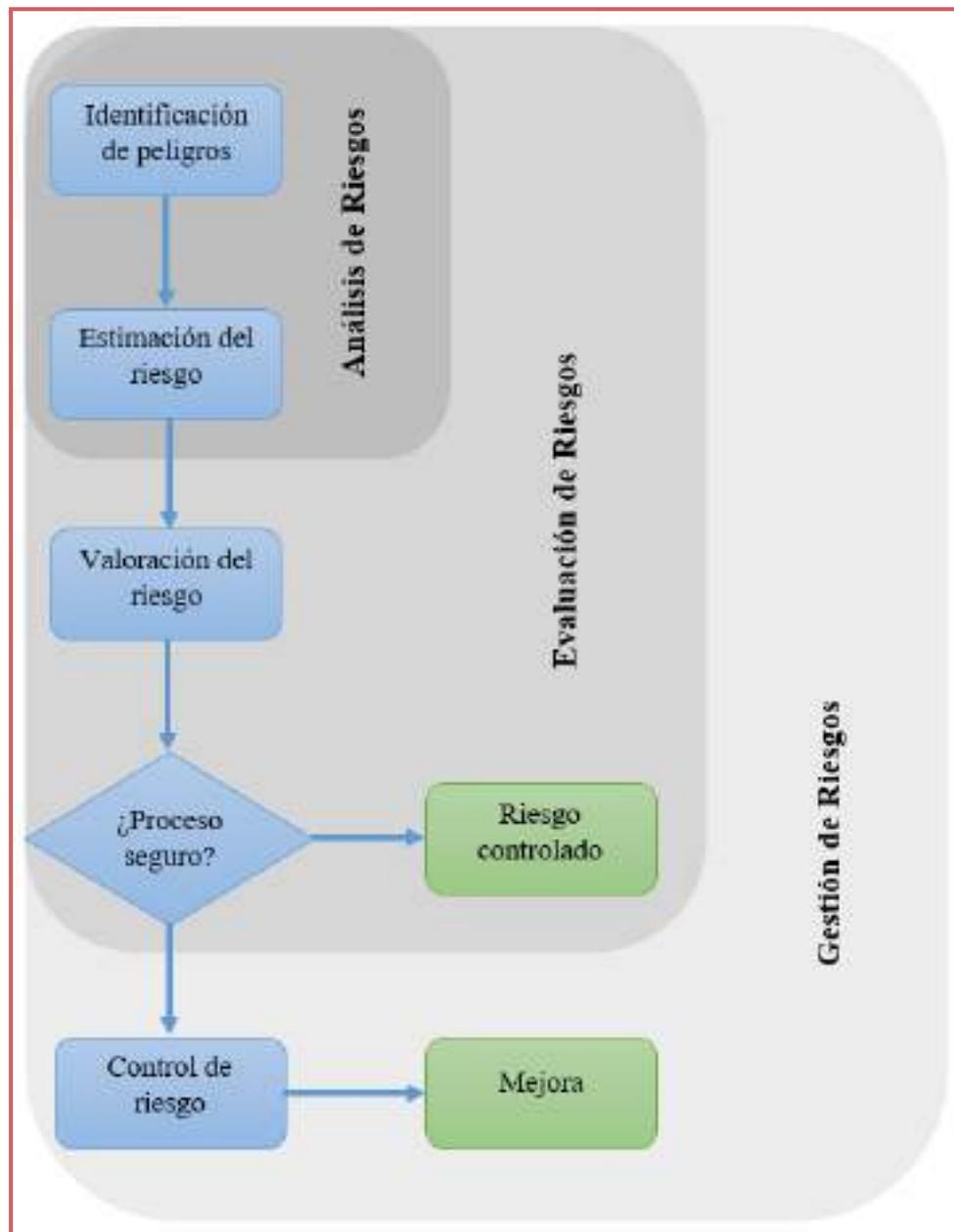


Figura 7.10 - Esquema de decisión para la gestión de riesgos.

En la Tabla 7.4 se incluyen los peligros que se asume, una vez puesta en marcha la planta de procesos, no podrán ser eliminados por completo con lo cual deberá efectuarse el seguimiento pertinente para minimizar la ocurrencia de accidentes laborales y la aparición de enfermedades profesionales.

Tabla 7.4 - Peligros identificados y su riesgo asociado.

Tipo	Situación/Equipo/Condición	Peligro	Riesgo
Mecánico	Tornillo sinfín	Equipo con partes móviles expuestas	Atrapamiento y arrastre
	Trituradora de mucanga	Equipo con partes móviles expuestas	Cizallamiento y corte Proyección de partículas
	Caldera	Equipo operando a alta presión y temperatura	Explosión
	Reactor de hidrólisis		
	Filtros prensa	Equipo con partes móviles expuestas	Atrapamiento
	Vehículos que transportan materia prima, productos e insumos hacia y desde la planta	Tránsito de vehículos	Atropello o golpes por vehículos
	Mantenimiento y limpieza de torres de destilación y reactor de hidrólisis	Trabajo en altura	Caída de personas a distinto nivel
Físico	Bombas	Ruido	Exposición al ruido
	Eyectores		
	Ventilador de torre de enfriamiento		
	Quemador de caldera		
	Cañerías de transporte de fluidos a alta temperatura	Superficies a temperaturas extremas	Contacto térmico
Químico	Químicos empleados para limpieza y desinfección de superficies y equipos	Manipulación y exposición a productos químicos	Irritación de vías respiratorias por inhalación de químicos
	Hidróxido de calcio empleado en reactor de glicerólisis y neutralización de ácidos previo a la purificación de glicerol	Manipulación de hidróxido de calcio	Quemaduras por contacto con base fuerte
Otros	Instalación eléctrica de la planta	Mantenimiento preventivo y correctivo de instalaciones bajo tensión	Choque eléctrico
	Materiales inflamables	Manipulación y presencia de material inflamable en ciertos sectores de la planta (insumos de oficina, combustible para caldera, entre otros)	Incendio

Se han tomado en cuenta aquellos peligros que se asume no podrán eliminarse en la etapa diseño de la planta y estarán presentes a lo largo de toda su vida útil por lo cual deberán ser adecuadamente controlados. Probablemente, una vez que se comience a producir, la lista será mucho más extensa pero se estima que los peligros considerados representan un buen punto de partida para un análisis preliminar.

Una vez identificados los peligros debe estimarse el riesgo asociado a cada uno de ellos, para lo cual se emplea una matriz 3x3 que combina la probabilidad de ocurrencia del daño y la severidad del mismo. Se tendrán en cuenta los siguientes criterios:

- ➔ Probabilidad: se graduará de baja a alta, para lo cual se puede tener presente entre otros factores la frecuencia de exposición de cada trabajador al peligro.
  - ▶ Alta: el daño ocurre siempre o casi siempre.
  - ▶ Media: el daño ocurre en algunas ocasiones.
  - ▶ Baja: el daño ocurre raras veces.
  
- ➔ Gravedad: dependerá de la severidad del daño que resulta de la exposición a cierto peligro.
  - ▶ Alta: amputaciones, grandes fracturas, secuelas invalidantes, enfermedades crónicas, muerte.
  - ▶ Media: conmoción, fracturas menores, lesiones con pérdida de jornada laboral pero sin secuelas.
  - ▶ Baja: golpes menores.

Esta valoración debe ser lo más representativa que sea posible, puesto que de ella se desprenden aquellos riesgos que deben ser controlados con mayor urgencia.

A continuación se presenta la matriz de valoración de riesgos que se aplicará con la acción y temporización recomendada para cada uno de los resultados posibles.

		Gravedad		
		Baja	Media	Alta
Probabilidad	Baja	Riesgo trivial	Riesgo tolerable	Riesgo moderado
	Media	Riesgo tolerable	Riesgo moderado	Riesgo importante
	Alta	Riesgo moderado	Riesgo importante	Riesgo severo

Figura 7.11 - Matriz de riesgos empleada para la evaluación.

Según la zona de la matriz en que quede cada uno de los riesgos analizados, las medidas a tomar son:

- ➔ Riesgo trivial: no se requiere acción ni se necesita llevar documentación.
- ➔ Riesgo tolerable: no se necesita mejorar la acción preventiva, pero se requieren comprobaciones para asegurar que se mantienen las medidas de control.
- ➔ Riesgo moderado: se deben hacer esfuerzos para disminuir el riesgo en un período de tiempo conocido y estipulado.
- ➔ Riesgo importante: no se debe comenzar el trabajo hasta que se reduzca el riesgo y el problema deberá ser remediado en un tiempo menor al establecido para riesgos moderados.
- ➔ Riesgo severo: no se debe comenzar ni continuar el trabajo hasta que se reduzca el riesgo. Si no es posible, la tarea debe prohibirse.

A partir de lo detallado con anterioridad, se ubican dentro de la matriz los riesgos presentados en la Tabla 7.4 según la valoración que resulta del análisis de la probabilidad y severidad de cada uno de ellos.

		Gravedad		
		Baja	Media	Alta
Probabilidad	Baja			Tornillo sinfin. Trituradora de mucanga. Caldera. Reactor de hidrólisis.
	Media	Mantenimiento de torres de destilación y reactor de hidrólisis. Cañerías de transporte de fluidos a alta temperatura.	Filtros prensa. Mantenimiento de instalación eléctrica.	Tránsito de vehículos.
	Alta	Ruido de bombas, eyectores, ventilador de torre de enfriamiento y quemador de caldera. Limpieza con químicos. Empleo de hidróxido de calcio.	Manipulación y presencia de material inflamable.	

Figura 7.12 - Clasificación de riesgos dentro de la matriz.

Una vez ubicado cada uno de los riesgos presentes en la planta dentro de la matriz se deben establecer las medidas de control que se adoptarán para reducir o mitigar el daño potencial. El tipo de medidas de control que se pueden tomar se presentan a continuación en la Tabla 7.5, y se clasifican en orden decreciente de efectividad.

Tabla 7.5 - Medidas de control a tomar.

Medida de control	Tipo	Descripción	Ejemplo
Eliminación	Prevención	Consiste en cambiar los equipos, materiales empleados o parte del proceso productivo que genere una condición riesgosa en el entorno laboral.	Tercerizar alguna actividad de las desarrolladas en la planta.
Sustitución	Prevención	Consiste en reemplazar una actividad, sustancia o equipo por una cuyo riesgo asociado sea menor al del caso inicial.	Sustituir productos de limpieza altamente abrasivos por otros menos agresivos.
Controles de ingeniería	Prevención	Este tipo de medidas tienden a modificar las condiciones del entorno laboral de modo tal que el riesgo asociado a la actividad desarrollada sea menor.	Colocar resguardos o protecciones que impidan el acceso de trabajadores a ciertas zonas peligrosas de la planta.
Controles administrativos	Prevención	Abarca todas las medidas tendientes a la capacitación y formación del personal, la creación de protocolos para la realización de las diversas tareas de la planta, el desarrollo de actuaciones ante situaciones de emergencia.	Capacitaciones periódicas de los trabajadores según su actividad.
Equipo de protección personal	Protección	Incluye el equipo que crea una barrera entre el trabajador y la condición insegura. No elimina la presencia de la situación con potencial dañoso, pero minimiza sus consecuencias.	Empleo de guantes y gafas de protección para la manipulación de hidróxido de calcio.

Según la información que se desprende de la matriz de riesgo, los riesgos sobre los que se deberá trabajar asiduamente son los relativos a la circulación de vehículos dentro de la planta y el riesgo de incendio, puesto que en ambos casos se trata de riesgos importantes. A continuación se realiza un punteo de las medidas de control propuestas para las actividades riesgosas desarrolladas en la planta de procesos.

- ➔ **Tránsito de vehículos:** se propone la zonificación con delimitación de flujos de personal y vehículos, con señalización llamativa y clara acompañada de la capacitación del personal. Con estas medidas se logra reducir la probabilidad de que este riesgo se materialice y se lo lleva a una zona de la matriz de riesgo menor. Además pueden establecerse límites máximos de velocidad para la circulación de vehículos dentro de la planta, de forma tal que la gravedad del potencial accidente también disminuya.

- ➔ **Manipulación y presencia de material inflamable:** se deberá capacitar a todo el personal involucrado en la realización de tareas que requieran manipular sustancias inflamables. El sistema de protección contra incendios deberá cumplir los requisitos de las normativas vigentes, a la vez que deberá ser eficiente en su tarea. Se propone establecer un protocolo de evacuación de la planta en caso de incendio, señalar correctamente el camino a seguir y la salida más cercana desde cada punto de la planta y la realización periódica de simulacros para mantener alerta al personal. También se buscará almacenar el material inflamable de forma tal que se minimice la propagación del incendio en caso de que este tenga lugar. Con las medidas indicadas se apunta a disminuir tanto la probabilidad de ocurrencia del daño como la gravedad del mismo.
- ➔ **Tornillo transportador y trituradora de mucanga:** el riesgo asociado a ambos equipos es similar, debido a la presencia de partes en continuo movimiento, con la fuerza necesaria para provocar una lesión grave en el trabajador. Por esto se propone colocar un cerco perimetral que impida el ingreso de personal no autorizado a la zona donde los equipos desarrollan su función peligrosa y adicionar a los mismos carcasas de protección que no dejen expuestas las piezas móviles, acompañadas de sensores que detengan automáticamente la máquina ante la apertura del armazón. A su vez se capacitará intensamente al personal asociado a las tareas de mantenimiento y operación de los equipos en cuestión y se les brindará el equipo adecuado de protección personal - gafas - para evitar accidentes por posibles proyecciones de partículas en ambos equipos.
- ➔ **Operación de caldera y reactor de hidrólisis:** por tratarse principalmente de aparatos sometidos a presión interna se propone realizar controles periódicos del estado de los equipos en cuanto a su resistencia mecánica, estado de soldaduras y corrosión, adicionales a los exigidos por la normativa vigente. También se indica la capacitación intensiva del personal que estará a cargo de la operación y mantenimiento de ambos equipos, aunque puntualmente en el caso de la caldera deberá ser operada únicamente por un foguista. Se propone señalar adecuadamente el sector donde se encuentran ambos equipos y la restricción de acceso al resto del personal de la planta.
- ➔ **Operación de filtros prensa:** para reducir la probabilidad de atrapamiento de alguna parte del cuerpo de los operarios al trabajar con estos equipos se propone colocar un cerco que impida el paso del personal no autorizado a la zona donde se encuentran las placas de los filtros. Además se capacitará al personal asignado para la operación y mantenimiento del equipo. Se recomienda que la ropa de trabajo no sea holgada, para evitar que pueda ser atrapada por el equipo al cerrarse los marcos.
- ➔ **Mantenimiento de instalación eléctrica:** estas tareas serán asignadas únicamente al personal entrenado para tal fin, por lo cual será fundamental la capacitación periódica. Para evitar que el resto de los trabajadores entren en contacto con partes activas de la instalación las mismas serán aisladas físicamente con cercos o rejas según corresponda, a la vez que se señalarán adecuadamente. Se verificará periódicamente la puesta a tierra, los interruptores diferenciales, las llaves termomagnéticas y todos aquellos dispositivos involucrados en la protección tanto del personal como de los equipos. Se proveerán los elementos de protección personal adecuados - calzado aislante,

casco de seguridad, línea de vida en caso de trabajos en altura - a todos los operarios involucrados en el mantenimiento de la instalación eléctrica dependiendo de las particularidades del proceso.

- ➔ **Ruido de equipos:** se propone construir las salas donde se encontrarán los equipos que generan niveles de ruido elevados de materiales aislantes sonoros y proveer al personal que deba trabajar dentro de las mismas protección auditiva acorde a la atenuación requerida. Se propone un mantenimiento periódico de los equipos en cuestión, puesto que la presencia de piezas desgastadas sumado a una mala lubricación aumenta la presencia de ruidos. El nivel de ruido deberá medirse frecuentemente.
- ➔ **Limpieza con químicos:** se buscará trabajar con aquellos productos que resulten menos nocivos para la salud de los operarios involucrados en este tipo de tareas. Se les brindarán los elementos de protección personal adecuados - guantes, protección respiratoria y gafas - conjuntamente con capacitaciones que contribuyan a preservar la buena salud de los trabajadores.
- ➔ **Empleo de hidróxido de calcio:** en este caso se propone la capacitación del personal asociado a esta tarea, a la vez que se brindará el equipo de protección personal adecuado.

Todas las medidas mencionadas se orientan a disminuir o bien la probabilidad del suceso con consecuencia dañosa o bien la severidad del daño, de manera tal que el riesgo se ubique en una zona de la matriz para la cual representa un menor potencial.

### 7.4.2.3 Requisitos legales

Se debe establecer un procedimiento que permita detectar e identificar los requisitos legales que afectan la actividad de la empresa. Los mismos deberán ser revisados y evaluados para asegurar su cumplimiento por el Responsable de Seguridad e Higiene Laboral, quien deberá llevar registro del trabajo realizado.

En la Figura 7.13 se presenta el esquema para la identificación de requisitos legales que alcanzan la actividad dentro de la empresa.

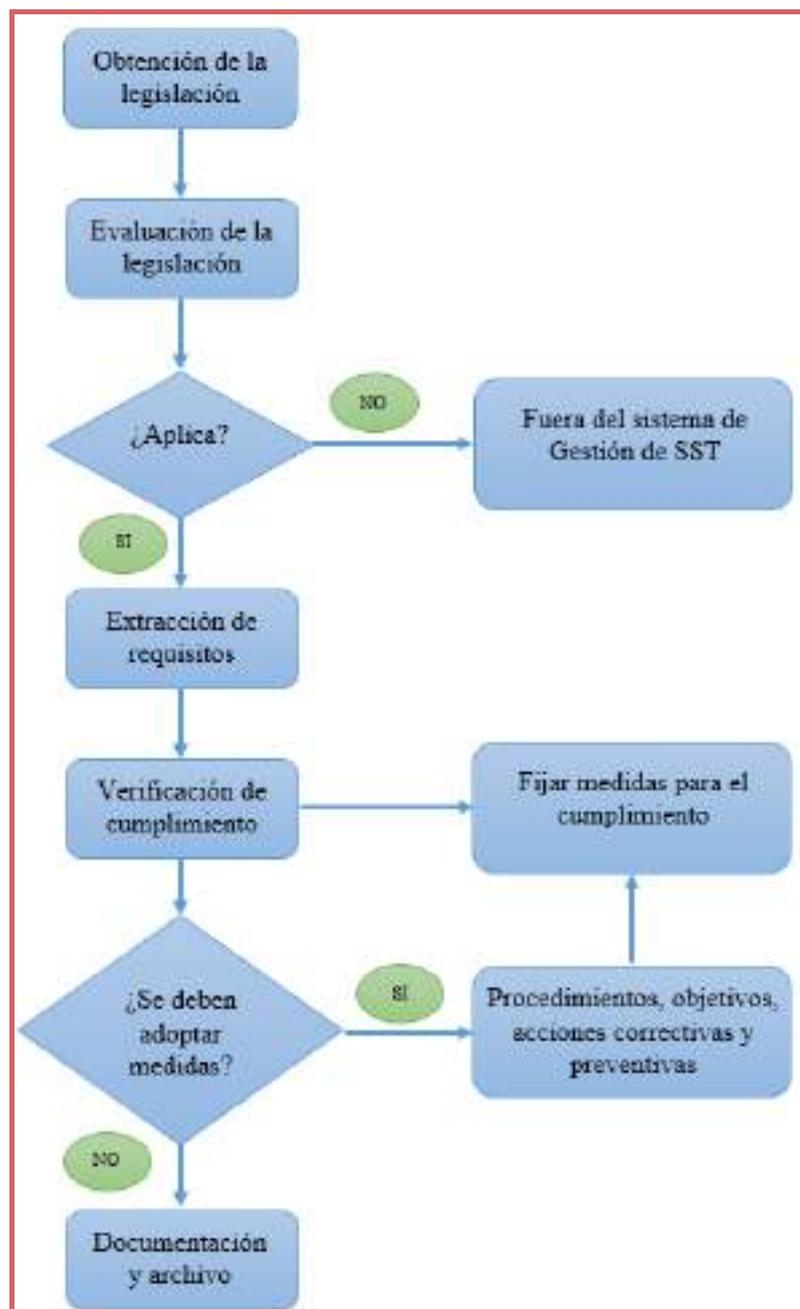


Figura 7.13 - Esquema de decisión para la identificación de requisitos legales.

A continuación se detallan algunos requisitos legales que aplican para la planta de procesos que se pretende instalar puesto que han resistido el análisis propuesto en la Figura 7.13.

- ➔ Ley 19.587/1972 de Higiene y Seguridad en el Trabajo (B.O. 28/04/1972). Decreto de Ley 351/79.
- ➔ Resolución SRT 523/07 de Sistemas de Gestión de la Seguridad y la Salud en el Trabajo.
- ➔ Ley 24.557 de Riesgos de Trabajo. (B.O. 04/10/1995). Decreto de Ley 170/96.
- ➔ Ley 26.773: Régimen de ordenamiento de la reparación de los daños derivados de los accidentes de trabajo y enfermedades profesionales. (B.O. 26/10/2012). Decreto de Ley 472/14.

## 7.4.3 Implementación

### 7.4.3.1 Recursos, funciones, responsabilidad y autoridad

La alta dirección debe ser la responsable, en última instancia, de la seguridad y salud en el trabajo y del sistema de Gestión de la SST (1). Debe:

- ➔ Asegurar la disponibilidad de recursos para establecer, implementar, mantener y mejorar el sistema de Gestión de la SST.
- ➔ Definir funciones, asignar responsabilidades y delegar autoridad para que la gestión sea eficaz.

Para que pueda desarrollarse correctamente la actividad preventiva dentro de la planta se definen las responsabilidades de los diferentes niveles jerárquicos dentro de la organización:

- ➔ Dirección
  - ◆ Determinar y transmitir la política preventiva.
  - ◆ Fijar y documentar los objetivos y metas de la acción preventiva.
  - ◆ Establecer competencias de cada nivel organizativo.
  - ◆ Asignar recursos humanos y naturales para alcanzar los objetivos.
  - ◆ Promover y participar en reuniones periódicas para analizar y discutir temas de seguridad y salud.
  - ◆ Mostrar interés por los accidentes laborales que hayan ocurrido y por las medidas adoptadas para evitar su repetición.
- ➔ Delegado de prevención: se asignará un Delegado cuya tarea es representar a los trabajadores en cuestiones relativas a la prevención de los riesgos laborales. Será elegido por el personal y deberá:
  - ◆ Colaborar con la Dirección de la empresa en la mejora de la acción preventiva.
  - ◆ Promover y fomentar la cooperación de los trabajadores en la ejecución de la normativa sobre prevención de riesgos laborales.
  - ◆ Ejercer vigilancia y control sobre el cumplimiento de las medidas de prevención de riesgos.
  - ◆ Acompañar tanto a los técnicos en sus evaluaciones como a los inspectores en visitas realizadas en los puestos de trabajo.
  - ◆ Promover mejoras en las medidas de protección y prevención.
  - ◆ Detener actividades que representen un riesgo grave.
- ➔ Trabajadores encargados de medidas de emergencia: son personas asignadas por la Dirección para coordinar las actividades que involucren medidas de emergencia.
  - ◆ Estarán a cargo de los simulacros y de los informes derivados de los mismos.
  - ◆ Organizarán las relaciones con servicios externos de asistencia médica de urgencia y lucha contra incendios.
  - ◆ Deberán dirigir las emergencias, tomando decisiones y comunicando órdenes.

### 7.4.3.2 Capacitación y toma de conciencia

El sistema de capacitaciones y su implementación se ha descrito en la Sección 7.2.3. Particularmente las capacitaciones orientadas mayormente hacia la SST deben incluir información sobre:

- ➔ Peligros a los que se expone cada trabajador, dependiendo de la tarea que le haya sido asignada.
- ➔ Medidas aplicadas para abordar e identificar situaciones potencialmente riesgosas.
- ➔ Procedimientos a seguir en caso de emergencia.
- ➔ Procedimientos seguros y adecuados para desarrollar la tarea que le corresponda.

En la evaluación de riesgos efectuada anteriormente se ha detectado la necesidad de capacitación en diversos puestos de trabajo dentro de la planta. Esto será un buen punto de partida para el personal encargado de programar las capacitaciones. La introducción de nuevos equipos, tecnologías y cambios en las prácticas y procedimientos de trabajo también serán motivos de capacitación.

### 7.4.3.3 Comunicación, participación y consulta

Se deben definir los canales de comunicación, participación y consulta por medio de los cuales la información se transmite entre los diferentes niveles de la Organización.

En cuanto a la comunicación interna se propone que los trabajadores cuenten con un “Registro de Comunicación de Riesgos” que completarán con los siguientes datos:

- ➔ Sección: lugar de la planta donde se ha detectado el riesgo.
- ➔ Puesto de trabajo: operación dentro de la sección donde se ha detectado el riesgo.
- ➔ Información del comunicante: nombre, fecha en que se realiza la notificación y descripción del riesgo en términos de su naturaleza.

El trabajador entregará la planilla a su superior inmediato que realizará el informe pertinente de la situación y determinará la acción preventiva o correctiva necesaria. El superior elevará un Comunicado de Riesgo al Delegado de Prevención.

La comunicación externa será mantenida por el Jefe de Recursos Humanos en todo lo que respecta a la prevención de los riesgos laborales. De todas formas la Dirección decidirá en última instancia la información que se comunique externamente. En caso de accidente, el Jefe de RRHH se encargará de la comunicación con el organismo público con competencia sobre la legislación laboral.

Por su parte, la consulta y participación de los trabajadores en temas relativos a la prevención de riesgos laborales se hará por medio de los Delegados de Prevención, encargados de notificar a sus superiores cualquier acontecimiento o inquietud de los empleados en lo que respecta a SST.

### 7.4.3.4 Documentación

Para cumplir con los requisitos de la norma OHSAS 18001 la documentación que debe presentarse es la siguiente:

- ➔ Alcance del Sistema de Gestión de SST.
- ➔ Política de SST.
- ➔ Registro de identificación de peligros, evaluación de riesgos y controles establecidos.
- ➔ Objetivos del programa de Gestión de SST.
- ➔ Roles, responsabilidades y autoridades.
- ➔ Competencia y formación.
- ➔ Comunicación con partes externas.
- ➔ Elementos del Sistema de Gestión de SST y su interacción.
- ➔ Procedimientos de control operacional.
- ➔ Supervisión e información del desempeño.
- ➔ Registros de calibración.
- ➔ Evaluación de registros de cumplimiento.
- ➔ No conformidad, acciones correctivas y preventivas.
- ➔ Registros de auditorías internas.
- ➔ Revisión de la gestión de los registros.

### 7.4.3.5 Respuesta ante emergencias

La organización debe implementar un sistema de prevención, preparación y respuesta ante emergencias, cubriendo todos los turnos y puestos de trabajo de forma independiente de la vinculación de la persona a la empresa, es decir, deben incluirse contratistas, proveedores y visitantes. Si la respuesta a la emergencia se da de forma eficaz y efectiva es probable que se reduzca la afectación a las personas, el ambiente y la propiedad.

En principio se debe seguir el esquema presentado en la Figura 7.14.



Figura 7.14 - Pasos a seguir para la determinación del Plan de Emergencias.

Se debe crear un Plan de Actuación ante Emergencias, que defina cómo responder ante situaciones hipotéticas, sujeto a revisión y actualización anual o después de que ocurran accidentes o situaciones de emergencia, siempre que el resultado de la investigación de los mismos así lo determine. También deberá contener un apartado destinado a la realización de simulacros, que permitirán comprobar la eficacia de los

métodos y medios de la organización para responder ante situaciones de emergencia y realizar, posteriormente un informe de simulacros para establecer acciones correctivas en caso de ser necesario.

En este plan se propone contemplar tres niveles de emergencia, que dependen de la gravedad de la situación:

- ➔ Nivel 1 - Situación de pre-emergencia: el riesgo o accidente que la provoca puede ser controlado de forma sencilla y rápida con los medios y recursos disponibles en el lugar y momento del accidente.
- ➔ Nivel 2 - Emergencia local: el riesgo o accidente requiere, para ser controlado, la intervención de equipos designados e instruidos expresamente para ello. Afecta a una zona de la planta y puede ser necesaria la evacuación parcial.
- ➔ Nivel 3 - Emergencia general: el riesgo o accidente pone en peligro la seguridad e integridad física de las personas por lo que se debe proceder al desalojo o evacuación total. Requiere de equipos de alarma, evacuación y ayuda externa.

En el caso de la planta de procesos los riesgos identificados son:

- ➔ Incendio.
- ➔ Amenaza de bomba.
- ➔ Accidente laboral o enfermedad repentina de un trabajador.

Para responder ante cualquier emergencia que surja de los riesgos detectados se conformará una Brigada de Emergencias, constituida por parte del personal de planta. Para la selección de los trabajadores que formen parte de la Brigada se buscarán los siguientes requisitos: alto sentido de compromiso, servicio y solidaridad, iniciativa en situaciones difíciles, liderazgo, alto nivel de habilidades de comunicación, disposición para capacitarse en atención de emergencias y desastres, prudencia.

Los miembros de la Brigada responderán al Plan de Emergencia según lo indica la Figura 7.15 en función del nivel de emergencia.

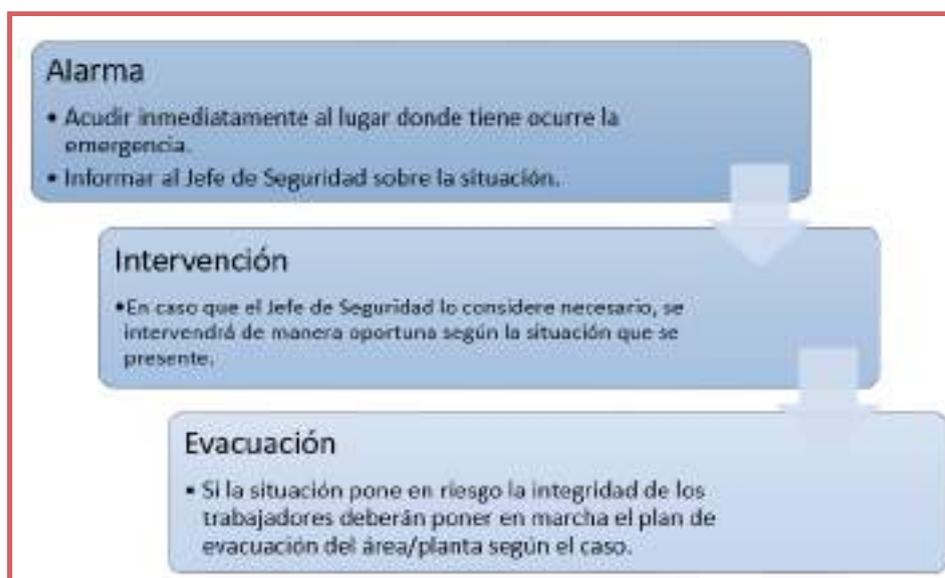


Figura 7.15 - Pasos a seguir por la Brigada de Emergencias.

Luego de haber solucionado la situación que ha originado la emergencia, el personal responsable de la Seguridad y Salud en el Trabajo deberá elaborar el informe correspondiente que resuma todas las características del suceso.

## 7.4.4 Verificación

El análisis realizado a continuación será meramente cualitativo, con el objetivo de establecer los primeros pasos a seguir en lo relativo a la verificación del cumplimiento de la planificación y objetivos propuestos. La particularidad de que la planta aún se encuentra en la etapa de diseño impide profundizar en este análisis.

### 7.4.4.1 Medición y seguimiento del desempeño

En este apartado se establecen las pautas para el seguimiento regular del desempeño de la Gestión de SST. Las medidas de control se clasifican en dos ramas:

- ➔ Medidas de control activo: se controla el cumplimiento de los requisitos legales y de los objetivos del programa de Gestión de SST. Algunas de las propuestas son:
  - ◆ Inspecciones sistemáticas de los puestos de trabajo, empleando un check list que permita la rápida verificación de cada sector.
  - ◆ Inspección y controles de las prácticas de trabajo habituales realizadas por los trabajadores.
  - ◆ Inspección de maquinarias y equipos.
  - ◆ Revisión periódica de la evaluación de riesgos.
  - ◆ Supervisión y verificación de actividades críticas en materia de seguridad, es decir, aquellas tareas con riesgos especiales como la operación de la caldera.
  - ◆ Encuestas al personal sobre el funcionamiento de equipos y medidas propuestas.
  
- ➔ Medidas de control reactivo: tienen a investigar, analizar y registrar las fallas del sistema de Gestión de SST, incluyendo accidentes, incidentes, enfermedades laborales y casos de daño a la propiedad.

### 7.4.4.2 Evaluación del cumplimiento legal

Cuando deba hacerse la evaluación del cumplimiento legal por parte de la empresa se seguirá el procedimiento que se muestra en la Figura 7.16. Se evaluará el cumplimiento de la legislación consignada en la Sección 7.6.2.3 y toda aquella que se incorpore en función de las necesidades de la empresa una vez haya entrado en operación.

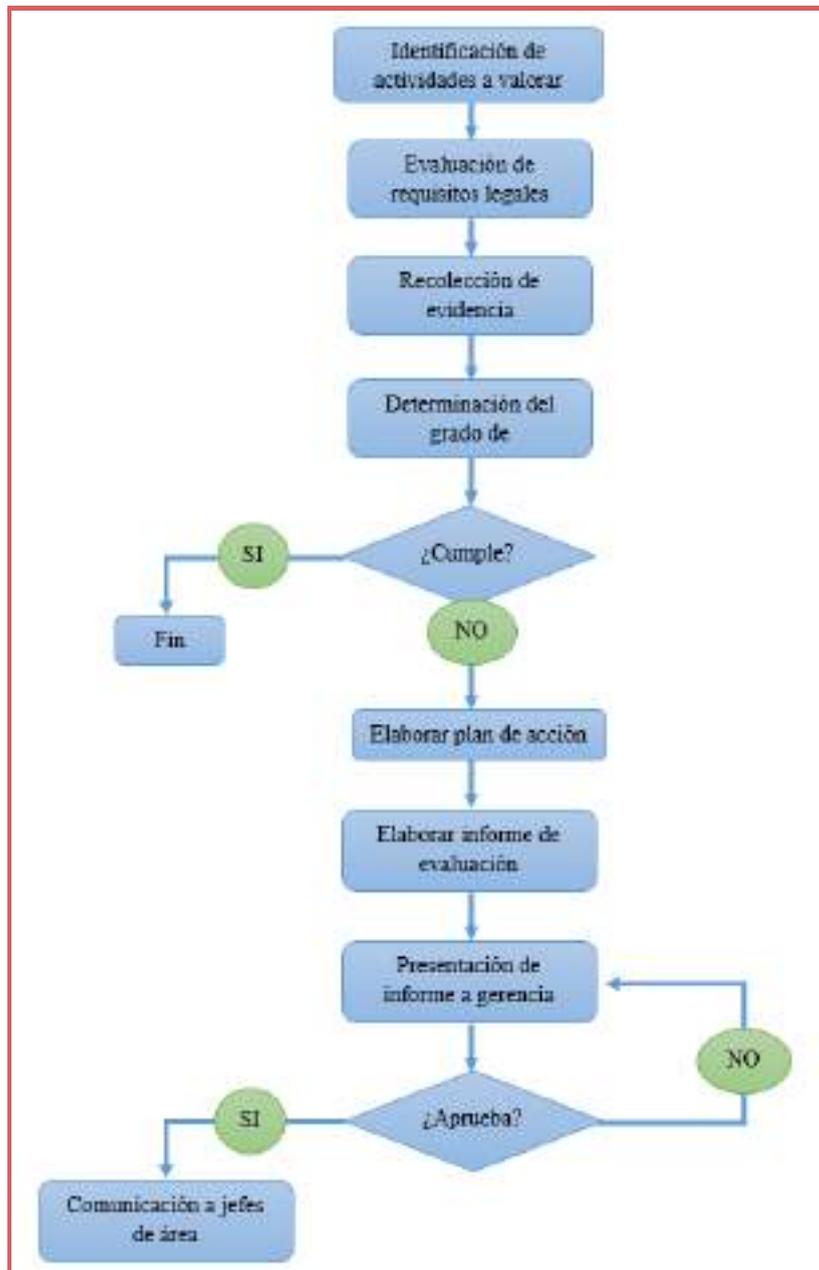


Figura 7.16 - Estructura para la evaluación del cumplimiento legal.

### 7.4.4.3 Investigación de incidentes

La investigación de incidentes es fundamental cuando se trata de prevenir futuros daños tanto a la propiedad como a las personas. Se debe analizar en profundidad cada incidente a fin de conocer el desarrollo de los acontecimientos, determinar el porqué de lo sucedido e implantar las medidas correctoras para eliminar las causas y evitar la repetición.

La primera medida a tomar será la notificación del incidente o accidente a los responsables del área de SST. Éstos serán los responsables de realizar la investigación pertinente, para lo cual se confeccionará un informe del accidente con la siguiente información:

- ➔ Identificación del accidentado.
- ➔ Lugar donde se produjo el accidente.
- ➔ Agente material causante.
- ➔ Lesiones o pérdidas materiales producidas.
- ➔ Propuesta de medidas preventivas o correctivas a implementar para eliminar o mitigar el riesgo.

Los resultados de la investigación serán registrados y archivados para que queden a disposición de la autoridad laboral competente en caso de que lo solicite.

Adicionalmente la empresa llevará a cabo una estadística de siniestralidad en función de los accidentes e incidentes registrados en un período de tiempo determinado.

### 7.4.4.4 Auditorías internas

El sistema establecido para llevar a cabo las auditorías internas seguirá la misma línea que el establecido para el sistema de Gestión de la Calidad, en la Sección 7.3.4.3.1.

### 7.4.5 Revisión de la Dirección

Se propone que la Dirección revise anualmente el sistema de Gestión de SST para asegurar su conveniencia, adecuación y eficacia a partir del análisis de los informes realizados a lo largo del año, las estadísticas de accidentes y los resultados de las auditorías, tanto internas como externas.

Deberán evaluar oportunidades de mejora e incluso revisar políticas y objetivos del Sistema de Gestión de SST. Estas revisiones deberán ser registradas y estar disponibles para su comunicación y consulta.

## 7.5 Gestión Ambiental

La creciente preocupación de la sociedad por problemáticas ambientales, ha impulsado a las empresas a tomar medidas correctivas sobre sus procesos a partir de las cuales se comprometen a reducir su impacto y proteger el medio ambiente.

Las políticas adoptadas se deben enfocar hacia un manejo integral de los recursos naturales, con el objetivo de garantizar un desarrollo sostenible. Este último se define como el proceso mediante el cual se satisfacen las necesidades económicas, sociales, de diversidad cultural y de un medio ambiente sano de las generaciones presentes sin comprometer las de las generaciones futuras, de acuerdo a lo declarado por la ONU en Johannesburgo. (2)

Alcanzar esta meta implica un esfuerzo continuo en la industria, para lo cual debe realizar mejoras en sus procesos productivos abocando a la conservación y el cuidado del medioambiente. Sin embargo, aplicar estos cambios se traduce en un beneficio social y económico, debido a la imagen positiva que transmite a la población y a la reducción de costos y aumento de ingresos.

Para una aplicación ordenada de estas modificaciones se emplea un sistema de gestión ambiental, cuyo objetivo principal se centra en reducir el impacto que generan las actividades industriales sobre el medioambiente. Mediante su implementación, se busca que el desarrollo sostenible alcance un equilibrio entre el desarrollo económico y el uso racional de los recursos, impulsado por la conservación de la naturaleza.

Dado que en el presente proyecto la planta se encuentra en su etapa de diseño, adoptar un sistema de gestión ambiental permite evaluar las posibles fuentes de impacto negativo del proceso sobre el medioambiente y realizar las mejoras correspondientes para mitigar o reducir los mismos, incluso antes de una posible puesta en marcha.

El sistema de gestión ambiental implementado sigue los lineamientos estipulados en la norma ISO 14001:2015, que otorgan un punto de partida para poder proteger al medio ambiente y a su vez, responder a las necesidades socioeconómicas de la empresa. Además, esta norma especifica los requisitos que necesita una organización para mejorar su desempeño ambiental y basa su enfoque en el ciclo de Deming, es decir, en los conceptos consecutivos planificar, hacer, verificar y actuar. Entre los resultados previstos, en concordancia con la política ambiental adoptada, se encuentran la reducción del impacto negativo sobre el ambiente, mejora del proceso, cumplimiento de requisitos legales y el logro de los objetivos ambientales.

### 7.5.1 Objetivos de la gestión ambiental

Para poder alcanzar las metas propuestas en la política del sistema de gestión integral, se plantea en primera instancia un objetivo general para el sistema de gestión ambiental. De este, surgen luego objetivos específicos, que buscan establecer el punto de partida para diseñar y desarrollar las actividades tendientes a alcanzar la mejora continua en materia medioambiental. Todos ellos deben ser claramente informados y comprendidos por todos los miembros de la organización.

### ➔ Objetivo general

Reducir el impacto ambiental de las actividades de la organización, integrando la sostenibilidad social y ambiental como estrategia clave, mejorando el desempeño a través de la detección de riesgos ambientales y oportunidades, cumpliendo con los requisitos, la documentación y el marco legal correspondiente.

### ➔ Objetivos específicos

- ▶ Impulsar un proceso productivo y de distribución más eco-eficiente.
- ▶ Reducir los desechos administrativos, aplicando el recurso de las 3R, reciclar, reusar, recuperar.
- ▶ Aspirar a un proceso productivo basado en energías renovables, libre de combustibles fósiles.
- ▶ Reducir el consumo de agua y la emisión de gases de efecto invernadero.
- ▶ Capacitar a los empleados en materia medioambiental relacionada a sus actividades dentro de la organización.
- ▶ Aplicar mejoras al proceso para reducir emisiones y vertidos, y realizar tratamiento de efluentes.
- ▶ Cumplir con los requisitos legales en materia ambiental.
- ▶ Controlar, medir y mitigar periódicamente los parámetros indicadores de actividades que generen impacto ambiental.
- ▶ Diseñar y aplicar un plan de emergencia para posibles accidentes ambientales.

## 7.5.2 Planificación

### 7.5.2.1 Identificación y evaluación de aspectos ambientales, y determinación de controles

En todo Sistema de Gestión Ambiental, es clave la correcta identificación y posterior evaluación de los aspectos ambientales. Estos abarcan aquellos elementos de las actividades, productos o servicios de una organización que pueden interactuar con el entorno incluidos aire, agua, suelo, los recursos naturales, la flora, la fauna, los seres humanos y sus interrelaciones.

Se deben determinar los aspectos que pueden ser controlados y aquellos sobre los que se puede influir, y establecer sus impactos ambientales asociados que afectan al desempeño ambiental de la organización. Para hallarlos es necesario realizar una revisión de las instalaciones y los diagramas de proceso. Esta etapa consiste en enumerar y clasificar los aspectos de acuerdo a su impacto, es decir, en contaminación del aire, el agua o el suelo, en residuos peligrosos y no peligrosos, contaminación sonora y uso de recursos. A continuación se valoran de acuerdo a su importancia relativa, mediante la asignación de puntajes siguiendo los criterios establecidos en la Tabla 7.6.

Tabla 7.6 - Puntajes para la evaluación del impacto de los aspectos ambientales. (3)

Variable	Puntaje
<b>Grado de severidad del aspecto (S)</b>	
Ninguno (no es probable que ejerzan impacto negativo sobre el medioambiente)	1
Impacto menor	2
Impacto moderado	3
Impacto muy severo (es probable que el daño sea severo o de gran alcance sobre el ambiente)	4
<b>Frecuencia del impacto (F)</b>	
Improbable o nunca (nunca se ha ocasionado un impacto o es muy improbable que ocurra)	1
Infrecuente (el impacto ocurre más de una vez al año y menos de una vez por mes)	2
Frecuente (el impacto ocurre más de una vez por mes)	3
Continuo (el impacto ocurre de manera regular y frecuente)	4
<b>Duración del impacto (D)</b>	
Temporal (sus efectos son superados en pocos días)	1
De poca duración (sus efectos pueden permanecer desde algunos días hasta semanas)	2
De larga duración (sus efectos permanecen latentes tras un período de tiempo prolongado)	3
Permanente (sus efectos son persistentes en el tiempo)	4

El puntaje total surge del producto de los valores asignados para la severidad, la frecuencia y la duración, es decir:  $PT = S.F.D$ . Si bien se deben controlar todos los aspectos ambientales considerados, sobre aquellos cuyo impactos resultan en un mayor puntaje total, se debe realizar un análisis pertinente, proponiendo mejoras para reducir o mitigar sus efectos y un seguimiento más intensivo.

En el proceso de producción de ácidos grasos y glicéridos de este proyecto, se pueden detectar diversos aspectos ambientales en distintas etapas del mismo. También se puede hacer una evaluación aproximada de aspectos correspondientes a actividades de otros departamentos o áreas de la organización. Todos ellos se encuentran clasificados dentro de la matriz que se presenta en la Tabla 7.7, junto a la descripción de su impacto, los puntajes correspondientes y las medidas de control propuestas para reducir sus efectos.

Tabla 7.7 - Matriz de evaluación.

Aspecto Ambiental	Impacto Ambiental	S	F	D	PT	Medidas de control
Generación de emisiones (vapores de cocción)	Contaminación del aire	4	4	4	64	Tratamiento de efluentes
Generación de olores (proceso de refinación de sebo)	Contaminación odorífera del aire	1	4	1	4	Neutralización de olores
Generación de emisiones (vapores de purga de la caldera)	Contaminación del aire	4	4	4	64	Instalar sistema de recuperación de calor de purga
Generación de residuos sólidos (tierras activadas usadas e impurezas)	Contaminación del suelo	4	4	4	64	Tratamiento in-situ para reutilización
Generación de residuos sólidos (sales e impurezas del filtrado)	Contaminación del suelo	2	4	2	16	Tratamiento para obtener suplemento en alimento para animales
Generación de emisiones (vapor de agua de torre de enfriamiento)	Contaminación del aire	2	4	4	32	Tratamiento de agua para mejorar la eficiencia y reducir purga
Generación de aguas residuales (gomas del desgomado de sebo)	Contaminación del agua	3	4	3	36	Aplicar proceso de secado para obtener aditivo lecitina o devolver a harinas
Generación de emisiones (vapores del destilador flash)	Contaminación del aire	2	4	1	8	Tratamiento de efluentes
Generación de ruido (por eyectores, bombas, ventilador torre de enfriamiento, quemador de la caldera)	Contaminación sonora	2	4	3	24	Analizar posibles reemplazos de partes por otras menos ruidosas. Construir zona de equipo con materiales aislantes de ruido.
Consumo de energía eléctrica (de todos los equipos de la planta, laboratorio y mantenimiento, y de iluminación en el resto de las áreas)	Agotamiento del recurso natural	4	4	4	64	Evaluar la utilización de energías renovables como el uso de paneles solares.
Consumo de gas natural (en el proceso)	Agotamiento del recurso natural no renovable	4	4	4	64	Evaluar la utilización de energías renovables.
Consumo de agua (en el proceso, laboratorio, vestuario y áreas administrativas)	Agotamiento del recurso natural no renovable	4	4	4	64	Analizar posibles nuevos ciclos en el proceso. Fomentar prácticas de ahorro de agua en áreas de servicio.

Aspecto Ambiental	Impacto Ambiental	S	F	D	PT	Medidas de control
Generación de residuos sólidos (área laboratorio y servicios generales)	Contaminación del suelo	3	3	4	36	Implementar cambios para reducirlos. Fomentar el reciclaje y la reutilización cuando sea posible.
Generación de residuos especiales (área laboratorio)	Aumento de residuos especiales a disponer	3	3	1	9	Capacitar en prácticas y técnicas más eficientes para reducir la cantidad de ensayos. Invertir en nuevas tecnologías.
Generación de residuos sólidos no peligrosos (área administrativa)	Contaminación del suelo	2	3	3	18	Fomentar el reciclaje y la reutilización.
Generación de emisiones (gases de vehículos área de distribución)	Contaminación del aire	3	4	4	48	Mejorar la logística para reducir la cantidad de vehículos. Evaluar el uso de biocombustibles.
Derrame de combustibles o aceites (de vehículos área de distribución)	Contaminación del suelo y del agua	2	2	2	8	Exigir revisión periódica de motores.

De todos los aspectos evaluados, se detallan a continuación los más significativos junto con un análisis de las posibles medidas de control a aplicar en cada uno de ellos.

**Vapores de cocción:** estos vapores surgen del horno de cocción del proceso de refinado de sebo y están compuestos principalmente por materia orgánica como vapor de agua, aminas, aldehídos, cetonas, hidrocarburos alifáticos, alcoholes y compuestos aromáticos. Presenta un caudal de 9800 kg/h por lo cual no puede ser vertido a la atmósfera indiscriminadamente. Se plantea entonces adicionar un condensador que reciba los vapores del horno y que separe en la materia orgánica no condensable, que es luego enviada a un sistema de control odorífero, y en agua impura que es dirigida a la planta de tratamiento correspondiente (4).

**Vapores de purga de la caldera:** si bien se trata de vapor de agua, este representa uno de los principales gases de efecto invernadero por lo que debe mitigarse. El caudal de salida, de 294,01 kg/h, puede reducirse instalando un sistema de recuperación de calor de esta corriente. En este, el vapor de purga ingresa a un tanque flash (que opera a presiones de vacío) en el cual se expande y luego condensa en el tanque de alimentación de agua de la caldera subiendo su temperatura. El resto de la purga va hacia un intercambiador donde el calor sensible es usado para calentar el agua fría del tanque de almacenamiento. Esto se puede observar en la Figura 7.17.

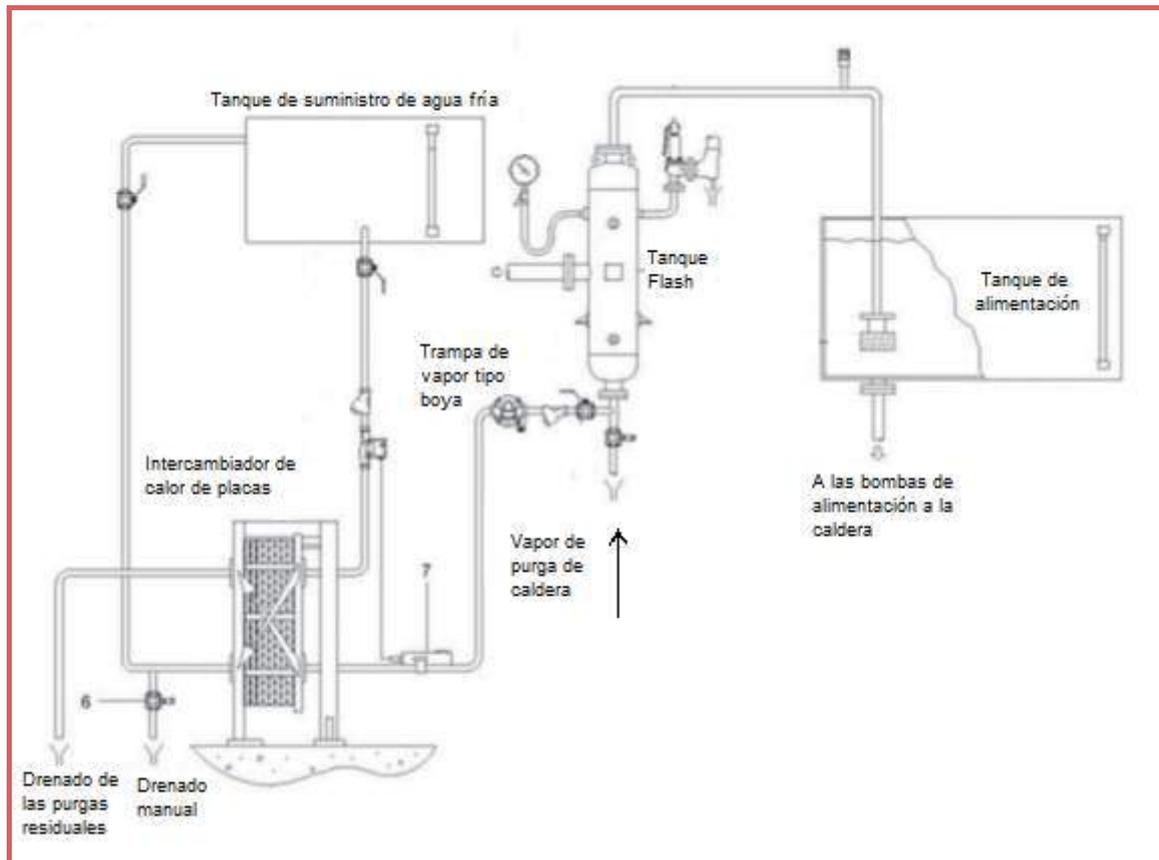


Figura 7.17 - Sistema de recuperación de calor de purga de caldera. (5)

Esto no sólo trae beneficios ambientales sino también energéticos al reducirse el agua que necesita la caldera, lo que se traduce en un menor consumo de combustible, en la práctica se ha visto que se alcanzan ahorros de 0,4% al 6,1% siendo el ahorro de la energía utilizada en vapor de 2,1% aproximadamente. Por último, se reduce el riesgo térmico laboral ya que se disminuye la temperatura de descarga de la purga. Se estima que la recuperación de la inversión en este sistema puede ser menor a un año. (5)

**Tierras activadas usadas:** en el proceso de refinación de sebo se utilizan tierras activadas para absorción de pigmentos y compuestos no deseados. Sin embargo, una vez utilizadas constituyen un residuo que de ser desechado contaminaría el suelo y con el tiempo, desprendería olores nocivos. En este caso particular, el caudal másico que sale del proceso es de 221,6 kg/h, por lo que se decide aplicar medidas correctivas para mitigar su impacto. La técnica a emplear consiste en un prensado hidráulico y tratamiento posterior con agua caliente y vapor de agua. Al reutilizar el producto obtenido se puede alcanzar una eficiencia mayor al 80% en la decoloración de sebo. (6)

**Consumo de energía eléctrica:** el proceso productivo tiene un total de consumo energético de 3.854,74 MWh/año, este valor no incluye la cantidad consumida en otras áreas, como en los equipos y computadoras de laboratorio, equipos de mantenimiento y limpieza, así como de iluminación en general. Reducir este consumo requiere de un esfuerzo y compromiso importante de la organización con el medioambiente, dado que implica realizar una modificación hacia energías renovables.

En la zona en la que se ubica la planta de este proyecto, se cuenta con aproximadamente 8 meses de sol, y 4 meses de cielo parcialmente nublado (7), por lo cual podría considerarse la instalación de paneles solares. La adopción de esta medida debe ser paulatina, en primera instancia para cubrir el gasto energético de áreas como las administrativas y la de laboratorios, y luego evaluar la medida más conveniente para extenderlo hacia el proceso productivo.

Los paneles solares representan una energía limpia y dan lugar a un beneficio económico al reducir el gasto en la energía eléctrica convencional. Sin embargo, se debe tener en cuenta su alto costo inicial, tanto de adquisición como de instalación, por lo que se puede proyectar como medida a realizar una vez recuperada la inversión inicial de la planta productiva.

### 7.5.2.2 Requisitos legales

Cumplir en todo momento con la legislación vigente es una de las exigencias básicas de la Norma ISO 14001:2015. De acuerdo al procedimiento respectivo, se deben identificar los requisitos legales que correspondan al proceso productivo y a la organización. Estos son de aplicación para todo el personal y se deben realizar las actualizaciones pertinentes de manera periódica para poder respetarlos. Además, se deben revisar continuamente las últimas legislaciones para renovar los documentos del sistema de gestión ambiental de acuerdo a estos nuevos requisitos y de esta manera, garantizar que se encuentre en concordancia con las leyes vigentes.

Para la planta del presente proyecto se pueden mencionar los siguientes requisitos legales, luego de realizado el análisis planteado en la Figura 7.13:

#### ➔ A nivel nacional

- ◆ Ley 25.675 General del Ambiente (B.O.:27/11/2002)
- ◆ Ley 24.051 Residuos Peligrosos (B.O.:17/12/1991)
- ◆ Ley 25.612 Residuos Industriales (B.O.:25/07/2002)
- ◆ Ley 24.449 de Tránsito (B.O.:23/12/1994). Decreto de Ley 779/95, Anexo S, Transporte de sustancias peligrosas.
- ◆ Resolución Secretaría de Transporte (ST) 195/97 (B.O. 29/7/97) Transporte de mercaderías peligrosas.
- ◆ Resolución (ST) 720/87 (B.O.: 29/2/1988) Listado de materiales peligrosos.

#### ➔ A nivel provincial

- ◆ Ley 5.965 de Protección a las Fuentes de Provisión y a los Cursos y Cuerpos Receptores de Agua y a la Atmósfera. Decreto 2009/1960 y 3970/1990 Contaminación-Aire-Efluentes Líquidos y Gaseosos.
- ◆ Ley 11.459 de Radicación Industrial.
- ◆ Ley 11.720 de Residuos Especiales.
- ◆ Ley 11.723 Integral del Medio Ambiente y los Recursos Naturales.
- ◆ Ley 14.343 de Pasivos Ambientales

## 7.5.3 Implementación

### 7.5.3.1 Recursos, funciones, responsabilidad y autoridad

De acuerdo a lo estipulado por la norma ISO 14001, la organización es la encargada de determinar y proporcionar los recursos necesarios para el establecimiento, implementación, mantenimiento y mejora continua del sistema de gestión ambiental. Para poder llevar esto a cabo, se asignan las funciones y responsabilidades de acuerdo al nivel de autoridad o jerarquía de cada miembro dentro de la empresa. Con respecto al sistema de gestión ambiental, y siguiendo la estructura organizacional presentada en la Sección 7.2.4, se pueden mencionar las siguientes funciones para cada uno de los roles pertinentes:

#### ➔ Dirección general

- ▶ asegurar que el sistema de gestión ambiental se encuentra en conformidad con los requisitos de la norma ISO 14001.
- ▶ asignar responsabilidades y autoridades para el correcto desarrollo del sistema de gestión ambiental.
- ▶ comunicar, difundir y asegurar el cumplimiento de la política ambiental de la empresa.
- ▶ definir y aprobar las metas y objetivos medioambientales de la organización.
- ▶ fomentar e incentivar las buenas prácticas y el buen desempeño ambiental en el ámbito de la organización.

#### ➔ Gerente de gestión ambiental

- ▶ mantener el sistema de gestión ambiental operativo y actualizado.
- ▶ identificar aspectos ambientales y evaluar la magnitud de su impacto.
- ▶ analizar y actualizar los requisitos legales a los que responde la organización.
- ▶ elaborar y mantener actualizada la documentación del sistema de gestión ambiental.
- ▶ elaborar y comunicar el plan de emergencia ambiental.
- ▶ organizar junto a los gerentes departamentales, capacitaciones en materia medioambiental.

#### ➔ Gerentes de departamentos

- ▶ colaborar con el gerente de gestión ambiental en la identificación y evaluación de aspectos ambientales.
- ▶ coordinar y llevar a cabo capacitaciones periódicas.

#### ➔ Jefes de área

- ▶ comunicar a la gerencia los aspectos ambientales del área a su cargo.
- ▶ analizar posibles medidas correctivas.
- ▶ transmitir buenas prácticas medioambientales al personal de su área.

#### ➔ Personal de área

- ▶ colaborar con el jefe de área y con la gerencia en la detección de aspectos ambientales en las tareas que realiza.

### 7.5.3.2 Capacitación y toma de conciencia

La formación de todos los miembros de la organización sigue los lineamientos establecidos en la sección 7.2.3. En materia medioambiental se deben transmitir con particular atención e importancia lo que se detalla a continuación:

- ➔ la política ambiental de la empresa.
- ➔ los aspectos ambientales significativos y los impactos ambientales reales o potenciales relacionados con su trabajo.
- ➔ procedimiento a seguir en caso de una emergencia ambiental.
- ➔ su contribución a la eficacia del sistema de gestión ambiental, incluidos los beneficios de una mejora del desempeño ambiental.
- ➔ las implicaciones de no satisfacer los requisitos del sistema de gestión ambiental, incluido el incumplimiento de los requisitos legales y otros requisitos de la organización.

La capacitación en cuestiones medioambientales deben realizarse de manera periódica y actualizarse a la par de los cambios que se detectan tanto en los requisitos legales como en la modificación de procesos, equipos, prácticas o distintas actividades que surjan como medidas correctivas sobre impactos negativos en el ambiente, o bien que se hayan adoptado para garantizar el cumplimiento de los objetivos y de la política ambiental.

### 7.5.3.3 Comunicación, participación y consulta

La organización debe asegurarse de que la información ambiental comunicada sea coherente con aquella generada dentro del sistema de gestión ambiental, y que sea fiable. Además, debe responder a las comunicaciones pertinentes sobre su sistema de gestión ambiental, conservar información documentada como evidencia de sus comunicaciones, según corresponda y debe ser en concordancia con los requisitos legales.

En cuanto a la comunicación interna, la empresa debe transmitir la información que forma parte del sistema de gestión ambiental, así como cualquier cambio que se realice sobre el mismo, entre los diversos niveles y funciones de la organización. También debe asegurarse de que sus procesos de comunicación permitan que todos aquellos que se desempeñan dentro de la organización contribuyan a la mejora continua. Este tipo de comunicación puede llevarse a cabo mediante el empleo de boletines oficiales, anuncios, e-mails informativos o de contacto, reuniones pactadas. En el caso en el que sea necesario comunicar a jefes o gerentes, de algún aspecto ambiental que pudiera causar un impacto negativo, el personal debe contar con un Registro de Comunicación de Aspectos Ambientales, similar al que se detalló en la Sección 7.4.3.3 para riesgos.

Por otro lado, siempre que sea necesario la organización debe comunicar externamente información pertinente al sistema de gestión ambiental, a proveedores, clientes o terceristas y según lo requieran sus requisitos legales y otros requisitos.

De esta manera, se mantiene informados a los grupos de interés de la organización de los asuntos relevantes de carácter medioambiental potenciando la transparencia. En el aspecto legal se deben emplear medios escritos de manera que quede constancia de lo que cada una de las partes expresa y poder hacer valer dicha información en caso de que fuera necesario. En el aspecto social, se pueden emplear folletos informativos anuales a modo de resumen ejecutivo sobre los asuntos ambientales relevantes de la empresa.

### 7.5.3.4 Documentación

El sistema de gestión ambiental debe contar con la información documentada que requiere la norma ISO 14001, así como aquella necesaria para la eficacia del mismo. El gerente de gestión ambiental es responsable de la redacción y elaboración del manual y procedimientos del sistema de gestión ambiental, de la distribución a aquellas áreas o empleados que requieran disponer de alguna documentación concreta y del control de los registros. La documentación con la cual debe contarse es la siguiente:

- ➔ Manual de Gestión Ambiental
  - ▶ Alcance del Sistema de Gestión Ambiental.
  - ▶ Política Ambiental.
  - ▶ Objetivos del programa de Gestión Ambiental.
  - ▶ Procedimientos
    - ➔ Elaboración y control de la documentación
      - ⇒ Registro de control de modificaciones.
    - ➔ Evaluación de aspectos ambientales
      - ⇒ Registro de identificación y evaluación de aspectos ambientales.
      - ⇒ Registro de correlación de aspectos e impactos ambientales.
    - ➔ Propuesta y evaluación de objetivos de mejora.
      - ⇒ Registro de plan anual de mejoras.
    - ➔ Identificación y acceso a requisitos legales
      - ⇒ Registro de Identificación de registros
    - ➔ Formación, sensibilización y toma de conciencia
      - ⇒ Registro de control de asistencia
    - ➔ Comunicación interna y externa
      - ⇒ Registro de comunicación de aspectos ambientales
    - ➔ Control operacional y mantenimiento
      - ⇒ Registro de mantenimiento de equipos
      - ⇒ Registro de calibración de equipos
    - ➔ Preparación y respuesta ante emergencias
      - ⇒ Registro de emergencia ambiental
    - ➔ No conformidades y acciones correctivas
      - ⇒ Registro de no conformidad
    - ➔ Auditoría interna
      - ⇒ Registro de programa de auditoría anual

### 7.5.3.5 Respuesta ante emergencias

Los procesos necesarios para la preparación y respuesta ante potenciales situaciones de emergencia de impacto ambiental negativo, producto de un accidente o fallo en determinada actividad, deben ser establecidos por la organización. Se debe planificar un plan de emergencias mediante dichos procesos, implementarlos y mantenerlos, además de actualizarlos periódicamente.

El análisis que se debe llevar a cabo es análogo al presentado en la Sección 7.4.3.5 y en la Figura 7.14, aplicado en este caso a emergencias que afecten al medioambiente. El plan de emergencia consiste en prever los posibles escenarios de riesgos y preparar, para aquellos más significativos, las acciones que se han de realizar antes, durante y después del mismo.

Como ya fue mencionado en la Sección 7.5.2.1, los aspectos más significativos del proceso productivo de este proyecto son los vapores de cocción, la purga de la caldera y las tierras activadas usadas. Además se deben identificar aquellos equipos de la planta que frente a una falla puedan dar lugar a un suceso repentino de impacto ambiental negativo, como el horno del proceso de refinado de sebo, reactor de hidrólisis, la columna de destilación, el reactor de glicerólisis. Si se produjera un derrame o vertido a la atmósfera inesperado de los compuestos que manejan estos equipos, la planta se encontraría en situación de emergencia.

Dentro del plan de emergencia deben incluirse las siguientes medidas:

- ➔ Visibilidad de carteles de seguridad en equipos
- ➔ Fichas de Seguridad de sustancias especiales.
- ➔ Acciones de mitigación de incendios de sustancias especiales, o neutralización según sea el caso.
- ➔ Realización de cursos o prácticas a fin de identificar y conocer los posibles peligros.
- ➔ Realización de manera anual un simulacro general.: se debe elegir un accidente a simular y todo el personal se debe involucrar de manera activa, para identificar las competencias que deben mejorarse en caso de un accidente real.

El personal capacitado en el plan de emergencia ambiental es el que debe acudir a la zona del accidente procediendo de acuerdo a lo establecido en la Figura 7.15.

## 7.5.4 Verificación

El análisis de la verificación del sistema de gestión ambiental en la planta del presente proyecto no puede realizarse dado que la misma se encuentra en su etapa de diseño. Sin embargo, se establecen a continuación los lineamientos generales a tener en cuenta en esta etapa.

### 7.5.4.1 Medición y seguimiento del desempeño

Para poder llevar a cabo la verificación, la organización debe garantizar que se cuenta con equipos de seguimiento y medición correctamente calibrados o verificados. Además debe evaluar su desempeño ambiental y comunicarlo de acuerdo a sus requisitos internos y legales, analizar la eficacia del sistema de gestión ambiental y contar con la documentación que evidencie los resultados del seguimiento, la medición, el análisis y la evaluación. Algunas medidas de control del desempeño pueden ser:

- ➔ Inspecciones de los puestos de trabajo y controles de las prácticas de cada uno.
- ➔ Inspección de maquinarias y equipos.
- ➔ Revisión periódica de la evaluación de aspectos ambientales.
- ➔ Supervisión y verificación de aquellos aspectos con un impacto más significativo.
- ➔ Encuestas al personal sobre aspectos ambientales detectados en las actividades que desempeña y medidas propuestas para mitigarlos.

El proceso de evaluación del desempeño ambiental (EDA) tiene como objetivo la gestión de elementos que miden, evalúan y comunican un efecto ambiental de una empresa. Esto lo realiza a través de indicadores, es decir, de parámetros que proporcionan información confiable y verificable de un fenómeno determinado. Los indicadores ambientales reflejan el estado del medio ambiente o algún aspecto de este, en un tiempo y espacio determinado, y cada compañía los utiliza para implementar herramientas y técnicas en su gestión ambiental.

Existen tres tipos de indicadores de desempeño ambiental:

- ➔ **Indicador de desempeño de gestión (MPI):** Indicador que proporciona información sobre la gestión para influir en el desempeño ambiental de una organización.
- ➔ **Indicador de rendimiento operativo (OPI):** indicador que proporciona información sobre el rendimiento ambiental de las operaciones de una organización.
- ➔ **Indicador de estado ambiental (ECI):** expresión específica que proporciona información sobre la condición local, regional, nacional o global del medio ambiente.

La medición de objetivos ambientales cuantificables puede utilizarse para determinar el éxito o el fracaso de las acciones de la compañía. Si se determinan de una forma periódica, los indicadores medioambientales permiten detectar rápidamente tendencias opuestas y, por consiguiente, también pueden utilizarse como un sistema de alerta temprana y ayudar a gestionar los objetivos.

En la Tabla 7.8 a continuación, se establecieron tres indicadores ambientales del presente proceso productivo, y se los compara con los valores obtenidos a partir del diseño de la planta de manera de determinar un punto de partida que cumpla con dichos indicadores, tomando un margen de tolerancia del 10%.

**Tabla 7.8 - Indicadores Ambientales.**

Indicador	Valor límite	Requisito del proceso
Producción de residuos (tierras activadas) por tonelada de productos (ton/ton)	0,06	0,05
Consumo de agua por tonelada de ácidos grasos producida (m <sup>3</sup> /ton)	130	122,19
Consumo energético por tonelada de productos (kW/ton)	120	113,78

Como puede observarse los valores actuales se encuentran por debajo de los límites establecidos mediante indicadores ambientales.

### 7.5.4.2 Evaluación del cumplimiento legal

La organización debe establecer, implementar y mantener los procesos necesarios para evaluar el cumplimiento de sus requisitos legales ambientales y otros requisitos, para ello se seguirá el procedimiento de la Figura 7.16. Los requisitos legales con respecto al medioambiente establecidos en la Sección 7.5.2.2 y todos aquellos que se consideren necesarios al ponerse en marcha la operación de la planta, serán evaluados en esta instancia verificando su cumplimiento.

### 7.5.4.3 Auditorías internas

La organización debe llevar a cabo auditorías internas a intervalos planificados para verificar que el sistema de gestión ambiental se encuentra en conformidad con los requisitos establecidos por la misma organización y por la norma ISO 14001, y que se implementa y mantiene eficazmente. Los lineamientos a seguir para estas auditorías son análogos a los estipulados en la Sección 7.3.4.3.1.

## 7.5.5 Revisión de la Dirección

La dirección general de la organización debe revisar el sistema de gestión ambiental a intervalos planificados de manera de verificar si es adecuado, eficaz y conveniente su utilización. Además, debe tener en cuenta variaciones en:

- ➔ cuestiones externas e internas que sean pertinentes al sistema de gestión ambiental.
- ➔ las necesidades y expectativas de las partes interesadas, incluidos los requisitos legales.
- ➔ sus aspectos ambientales significativos.
- ➔ grado en el que se han logrado los objetivos ambientales.
- ➔ la información sobre el desempeño ambiental de la organización.
- ➔ las oportunidades de mejora continua.

## 7.6 Propuestas para la mejora del Sistema de Gestión Integrada

Los ejes abordados hasta el momento, dentro del Sistema de Gestión Integrada han sido los que se consideran más relevantes: Calidad, Medio Ambiente y Seguridad y Salud en el Trabajo. Sin embargo, existen otras temáticas a abordar que complementan adecuadamente los sistemas considerados y podrían ser incluidos a futuro. Entre los sistemas que se considera su aporte será significativo se encuentran:

- ➔ Gestión de la Innovación

La constante innovación tecnológica influye directamente en la competitividad de la empresa, por esto la Gestión de la Innovación contribuye de forma significativa a mejorar el rendimiento de la organización involucrando tres áreas estratégicas: Investigación, Desarrollo e Innovación (I + D + i).

Existen diversos modelos a implementar para la gestión de la innovación, entre los cuales se encuentra la norma IRAM 50520 y la norma ISO 56002.

Algunas de las medidas a implementar dentro de estos sistemas son:

- ▶ Desarrollo de nuevos productos para ingresar a nuevos mercados.
- ▶ Mejora de productos para diferenciarse de la competencia.
- ▶ Mejora de los procesos internos para fortalecer la empresa desde adentro y ahorrar costos.
- ▶ Desarrollo de nuevos modelos de negocios para explotar nuevas fuentes de ingresos.

Puede que este modelo de gestión tenga poco o escaso sentido cuando la planta se encuentra en sus primeros años de producción, pero sin dudas cobrará importancia con el paso del tiempo, a medida que las tecnologías empleadas y equipos adquiridos se vuelvan obsoletos.

#### ➔ Gestión del Conocimiento

Este modelo de gestión, considerado en la ISO 30401:2018, se basa en aprovechar el conocimiento generado por la empresa a partir de su experiencia para alcanzar de manera exitosa los objetivos propuestos. Por esto se asume que, al igual que la Gestión de la Innovación, no será conveniente proponer este sistema desde la etapa de diseño sino que se recomienda considerarlo una vez la empresa cuente con la experiencia suficiente: lecciones aprendidas de sucesos positivos y negativos, resultados de mejoras implementadas, propiedad intelectual.

Las principales actividades desarrolladas por la empresa para la Gestión del Conocimiento serán:

- ▶ Identificar el conocimiento.
- ▶ Crear conocimiento.
- ▶ Almacenar conocimiento.
- ▶ Compartir el conocimiento.
- ▶ Utilizar el conocimiento.

## 7.7 Conclusión

En conclusión, con la implementación de una integración de los sistemas de gestión, se logra una mejor planificación, dirección y control de todas las actividades y una posición más competitiva en el mercado, al ofrecer productos con requisitos recogidos en varias normas internacionales, pudiendo así garantizar mayor confiabilidad como empresa.

Es decir, los beneficios principales de los sistemas integrados de gestión, están la racionalización de la documentación, la armonización de los criterios referidos a la organización, medición y seguimiento de los procesos; así como el logro de una mayor eficiencia en la toma de decisiones por la dirección, al disponer de una visión global de los sistemas. Todo ello contribuye a la mejora de la capacidad de reacción de la organización, frente a las nuevas necesidades o expectativas de las partes interesadas.

Es por eso que la integración de la calidad, el medio ambiente, y la salud y seguridad de los trabajadores permite una innovación, mejora y aprendizaje continuo. Además, permite ofrecer un producto o servicio que cumpla con los requisitos de calidad y satisfaga las expectativas de los clientes, minimizando en todo momento los impactos ambientales generados, y garantizando el cumplimiento de la legislación laboral y de prevención de riesgos; con lo que se garantiza un desarrollo empresarial sostenible.

## 7.8 Referencias

- (1) OHSAS 18001. *Sistemas de Gestión de la Seguridad y Salud en el Trabajo*. (2007).
- (2) Departamento de Información Pública de las Naciones Unidas (2002). *Cumbre de Johannesburgo 2002*. Naciones Unidas [https://www.un.org/spanish/conferences/wssd/cumbre\\_ni.htm](https://www.un.org/spanish/conferences/wssd/cumbre_ni.htm)
- (3) Alarcón, D., Gayoso, J. (1999). *Manual de Implementación de un Sistema de Gestión Ambiental en la Empresa Forestal*. Universidad Austral de Chile, Valdivia, Chile.
- (4) Anderson, D. *Rendering Operations*. Rendering Smithfield Foods, Inc. Estados Unidos.
- (5) Chemonics International Inc (2011). *Guía de Buenas Prácticas en Eficiencia Energética para Sistemas de Vapor*. Honduras. [http://cnpml-honduras.org/wp-content/uploads/docu\\_tecnicos/OTROS/Guia\\_Sistemas\\_de\\_Vapor.pdf](http://cnpml-honduras.org/wp-content/uploads/docu_tecnicos/OTROS/Guia_Sistemas_de_Vapor.pdf)
- (6) Haro C.; De la Torre E; Aragón C.; Guevara A. (2014). *Regeneración de Arcillas de Blanqueo Empleadas en la Decoloración de Aceites Vegetales Comestibles*. Escuela Politécnica Nacional, Departamento de Metalurgia Extractiva Quito, Ecuador. <https://revistapolitecnica.epn.edu.ec/images/revista/volumen34/tomo1/RegeneraciondeArcillasdeBlanqueo.pdf>
- (7) Weather Spark. (2020). *El clima promedio en Pilar*. Buenos Aires, Argentina. <https://es.weatherspark.com/y/28965/Clima-promedio-en-Pilar-Argentina-durante-todo-el-a%C3%B1o>

## 7.9 Bibliografía

- García Machín, E; Prieto Fernandez, S. (2001). *Curso de Riesgo y Seguridad Ocupacional*. Ministerio de Trabajo y Seguridad Social, La Habana, Cuba.
- González Martínez, Victor, (2009). *Plan de actuación ante emergencias*. Proyecto de fin de Máster. Sevilla, España.
- Hengsberger, A. (2019). *¿Qué es la Gestión de la Innovación?*. Objetivos de Innovación. Lead Innovation Management GMBH. Vienna, Austria. <https://www.lead-innovation.com/es/blog/qu%C3%A9-es-gesti%C3%B3n-innovaci%C3%B3n>
- ISO 14001. (2015) *Sistemas de Gestión Ambiental*.
- ISO 14001. (2020). *Indicadores Medioambientales para la Empresa*. Nuevas Normas ISO. Escuela Europea de Excelencia. Santiago, Chile. <https://www.nueva-iso-14001.com/2020/06/indicadores-medioambientales-para-la-empresa/>
- ISO 30401. (2018) *Sistemas de Gestión del Conocimiento*.
- ISO 56002. (2019) *Sistemas de Gestión de la Innovación*.

ISO 9001. (2008). *Sistemas de gestión de la calidad*. Requisitos. Norma UNE-EN [https://www.emaya.es/media/2356/une-en-iso-9001\\_2008.pdf](https://www.emaya.es/media/2356/une-en-iso-9001_2008.pdf)

Ojeda, Carlos, (2017). *Sistema de Gestión de Seguridad y Salud en el Trabajo*. Ciénaga, Colombia.

Organización Internacional del Trabajo, (2011). *Sistema de gestión de la SST: una herramienta para la mejora continua*. Turín, Italia.

ASQ. (2007). *Learn About Quality*. Cost of Quality (COQ), American Society for Quality.

<http://www.asq.org/learn-about-quality/cost-ofquality/overview/overview.html>

FREMM. (2007). *Acción preventiva y planificación de la prevención*.

Manual de prevención de riesgos laborales para autónomos del sector metal de la Región de Murcia. Murcia, España. [http://www.fremm.es/riesgoslaborales/autonomos/que\\_es\\_la\\_accion\\_preventiva.html](http://www.fremm.es/riesgoslaborales/autonomos/que_es_la_accion_preventiva.html)

Camisón, C., Cruz, S., González, T. (2006). *Gestión de la Calidad: Conceptos, enfoques, modelos y sistemas*. Pearson Educación, S. A Madrid, España.

<https://porquenotecallas19.files.wordpress.com/2015/08/gestion-de-la-calidad.pdf>

Escuela Europea de Excelencia. (2016). *OHSAS 18001 ¿Cuáles son los documentos obligatorios?*. Sistema de Gestión de Seguridad y Salud en el Trabajo. Nuevas Normas ISO - Escuela Europea de Excelencia Santiago, Chile. <https://www.nueva-iso-45001.com/2016/12/ohsas-18001-documentos-obligatorios/>

Protocolo de Investigación. (2010). *Protocolo de Investigación de Accidentes de Trabajo*. Accidentes e Incidentes. Universidad de Salamanca. Salamanca, España.

[http://campus.usal.es/~retribucionesysalud/ssalud/accid\\_incid/protocolo.htm](http://campus.usal.es/~retribucionesysalud/ssalud/accid_incid/protocolo.htm)

Parsehian, Susana. (2016). *La gestión de seguridad y la importancia de la prevención de los riesgos en los laboratorios clínicos*. Rev. Hosp. Mat. Inf. Ramón Sardá, 1 (2).

Reinhard Muradas, Eugenio, (2017). *Sistema de Gestión de la Calidad de una planta de producción de etileno*. Trabajo de fin de grado. Universidad Politécnica de Madrid, España.

Romero de Ávila Martín, Rubén (2017). *Sistema de Gestión Ambiental en una planta de fabricación de urea*. Trabajo de fin de grado. Universidad Politécnica de Madrid, España.

Superintendencia de Riesgos del Trabajo, (2019). *Programa Anual de Prevención de Riesgos Laborales*. Ciudad Autónoma de Buenos Aires. Argentina.

## Anexo III

ANEXO I - FIGURA A.1







FIGURA A.1 - RESUMEN DIAGRAMA DE GANTT CALIDAD

# Justificación del Proyecto

La revalorización del sebo bovino para la producción de ácidos grasos y glicéridos es una respuesta satisfactoria frente a la crisis medioambiental. El empleo del descarte del faenado de la industria cárnica le otorga al mismo un nuevo valor agregado, reduce el nivel de residuos, y fomenta el crecimiento de varias industrias generando nuevos puestos de trabajo y dando lugar a multiplicidad de productos.

El análisis del mercado tiene previsto un aumento en la actividad ganadera en los próximos años, por lo que la implementación de esta industria en Argentina, es una alternativa atractiva considerando que la competencia directa tanto a nivel nacional como internacional no es amplia.

La utilización de sebo vacuno reduce la dependencia hacia otras materias primas convencionales, presenta alta disponibilidad y costo reducido dado que se trata de un descarte. Además, la ubicación estratégica de la empresa en cercanías de las plantas faenadoras y de potenciales clientes conduce a que el proyecto de producción de ácidos grasos y una mezcla de glicéridos constituya una propuesta viable.

A partir de un análisis exhaustivo, se establecen los aspectos técnicos y las alternativas de diseño de proceso más convenientes. Se realiza además una optimización de los recursos por un lado, mediante una integración energética y por otro, recirculando diversas corrientes hacia otras etapas de proceso de manera de aprovechar los subproductos obtenidos, reducir la producción de desechos y a su vez, favorecer la rentabilidad del proyecto.

El período de recuperación de la inversión inicial estimada es de dos años, lo cual se encuentra muy por debajo de la vida útil del proyecto de veinte años. Asimismo, la tasa interna de retorno obtenida es considerablemente mayor a la tasa de rentabilidad mínima. Por último, de un análisis de sensibilidad surge que el proyecto es robusto, resistiendo a la variación de los costos de materia prima y de los precios de venta de los productos sin afectar la rentabilidad. Entonces, se puede afirmar que el proyecto es rentable, presenta un riesgo bajo y por lo tanto, resulta factible de ser llevado a cabo.

