

FACULTAD DE INGENIERÍA  
UNIVERSIDAD NACIONAL DE MAR DEL PLATA

---

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA 2020

# Producción de ácidos grasos fraccionados a partir de aceite de soja reciclado

---

Arrosio, Josefina  
Cardoso, Agustín  
Serqueira, Melanie

---

DIRECTORES:

Castañer, Julieta  
García de la Mata, Manuel  
Marcovich, Norma  
Soulé, Ezequiel



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

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

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



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



# Índice

## Capítulo 1: Estudio preliminar

<b>1.1. Objetivos</b>	<b>6</b>
<b>1.2. Introducción</b>	<b>7</b>
<b>1.3. Materia prima a utilizar</b>	<b>9</b>
<b>1.4. Procesos químicos a desarrollar</b>	<b>15</b>
1.4.1. Pretratamiento del aceite de soja usado	15
1.4.2. Producción de ácidos grasos	15
1.4.2.1 Separación de ácidos grasos	21
1.4.3. Producción de monoglicéridos y diglicéridos	21
<b>1.5. Productos finales: Ácidos grasos fraccionados</b>	<b>25</b>
1.5.1. Características de los ácidos grasos obtenidos	25
1.5.2. Análisis del mercado	29
1.5.3. Especificación de los productos	34
<b>1.6. Productos secundarios: Mezcla de monoglicéridos y diglicéridos</b>	<b>34</b>
<b>1.7. Diagrama de bloques del proceso</b>	<b>35</b>
<b>1.8. Ubicación de la planta</b>	<b>36</b>
<b>1.9. Justificación preliminar del proyecto</b>	<b>37</b>
<b>1.10. Bibliografía</b>	<b>38</b>

## Capítulo 2: Estructura de la planta y balances de masa

<b>2.1. Objetivos</b>	<b>42</b>
<b>2.2. Definición de la tecnología de proceso</b>	<b>42</b>
2.2.1. Requerimientos de producción	42
2.2.2. Acondicionamiento de materia prima	43
2.2.3. Reacción química principal: Hidrólisis	44
2.2.4. Separación y acondicionamiento de productos	46
2.2.5. Reacción química secundaria: Glicerólisis	49
2.2.6. Acondicionamiento de la mezcla mono-diglicéridos	52
<b>2.3. Definición del diagrama de flujo de la planta</b>	<b>53</b>
2.3.1. Plantas secundarias (Subplantas)	53
2.3.2. Diagramas de bloque y flujo	54
<b>2.4 Cálculo de composiciones y caudales de las corrientes de proceso</b>	<b>58</b>
2.4.1. Balances de masa	58
2.4.2 Capacidad de la planta	68
2.4.3. Especificación de productos	69
<b>2.5. Bibliografía</b>	<b>70</b>

## Capítulo 3: Diseño del sistema de reactores

<b>3.1 Objetivos</b>	<b>73</b>
<b>3.2 Reactor de Hidrólisis</b>	<b>73</b>
3.2.1 Introducción	73
3.2.2 Modelo cinético	75
3.2.3 Modelo de reactor	78
3.2.4 Diseño Térmico	87
3.2.4.1 Pérdidas de calor sin la utilización de aislante	88
3.2.4.2 Pérdidas de calor con la utilización de aislante	92
3.2.4.3 Caudal de vapor vivo	98
3.2.5 Especificaciones constructivas	99
3.2.6 Sistema de control	100
<b>3.3 Reactor de glicerólisis</b>	<b>102</b>
3.3.1 Introducción	102
3.3.2 Modelo Cinético	103
3.3.3 Modelo de reactor	106
3.3.4 Diseño Térmico	111
3.3.4.1 Pérdidas de calor sin la utilización de aislante	112
3.3.4.2 Pérdidas de calor con la utilización de aislante	114

3.3.5 Especificaciones constructivas	117
3.3.6 Sistema de control	119
<b>3.4 Bibliografía</b>	<b>119</b>
<i>Capítulo 4: Diseño del sistema de purificación</i>	
<b>4.1 Objetivos</b>	<b>122</b>
<b>4.2. Introducción</b>	<b>123</b>
4.2.1 Simulación de propiedades físicas	124
<b>4.3 Destilación Molecular</b>	<b>124</b>
<b>4.4 Cristalización Fraccionada</b>	<b>131</b>
4.4.1 Equipos	131
4.4.1.1 Tipo de cristalizador	134
4.4.1.2 Bomba	134
4.4.1.3 Filtración	135
4.4.2 Primera cristalización	137
4.4.2.1 Análisis térmico	139
4.4.3 Segunda cristalización	141
4.4.4 Tercera cristalización	143
4.4.4.1 Análisis térmico	145
<b>4.5 Purificación de la mezcla de mono y diglicéridos</b>	<b>147</b>
4.5.1 Neutralización	147
4.5.2 Decantación Centrífuga	148
4.5.3 Decoloración	150
<b>4.6 Bibliografía</b>	<b>150</b>
<i>Capítulo 5: Equipos auxiliares e integración energética</i>	
<b>5.1 Objetivos</b>	<b>152</b>
<b>5.2 Equipos auxiliares</b>	<b>152</b>
5.2.1 Introducción	152
5.2.2 Transporte de materiales	154
5.2.2.1 Introducción	154
5.2.2.2 Selección del material de las cañerías	155
5.2.2.3 Selección del diámetro de las cañerías	157
5.2.2.4 Identificación de las cañerías	159
5.2.3 Impulsión de fluidos	159
5.2.3.1 Impulsión de materia prima hacia el reactor de hidrólisis	160
5.2.3.2 Impulsión de agua hacia el intercambiador	161
5.2.3.3 Impulsión de ácidos grasos hacia el cristalizador	163
5.2.4 Mezclado y adecuación del tamaño	163
5.2.4.1 Agitador para reactor de glicerólisis	164
5.2.4.2 Agitadores para cristalizadores	165
5.2.5 Manejo de energía	166
5.2.6 Separación	169
5.2.7 Almacenamiento de fluidos	171
5.2.8 Consumo energético de los equipos principales	172
<b>5.3 Integración energética</b>	<b>173</b>
5.3.1 Introducción	173
5.3.2 Análisis Pinch	173
5.3.3 Propuesta de integración energética	175
5.3.4 Sistemas de refrigeración	177
5.3.4.1 Primer cristalizador	177
5.3.4.2 Segundo cristalizador	181
5.3.4.3 Tercer cristalizador	182
5.3.4.4 Resultados del sistema de refrigeración	183
<b>5.4 Bibliografía</b>	<b>183</b>
<i>Capítulo 6: Análisis económico</i>	
<b>6.1. Objetivos</b>	<b>186</b>
<b>6.2. Introducción</b>	<b>186</b>

<b>6.3. Costo de inversión</b>	<b>186</b>
6.3.1 Tamaño de la planta	186
6.3.2 Localización de la planta	187
6.3.3 Inversión total (IT)	187
6.3.3.1 Inversión fija total (IFT)	188
6.3.3.2 Inversión fija (IF)	188
6.3.3.2.1 Método de estimación por factores	188
6.3.3.2.2 Índice de costos	189
6.3.3.2.3 Factor costo - capacidad	189
6.3.3.2.4 Equipamiento	190
6.3.3.2.5 Instalación de equipos	197
6.3.3.2.6 Cálculo de la inversión fija total (IFT)	199
6.3.3.3 Capital de trabajo (Iw)	200
6.3.3.4 Cálculo de la inversión total (IT)	200
<b>6.4. Precio de venta</b>	<b>200</b>
<b>6.5. Costo de operación</b>	<b>201</b>
6.5.1. Costos variables	201
6.5.2. Costos Fijos	207
<b>6.6. Justificación de la inversión</b>	<b>211</b>
6.6.1. Cuadro de fuentes y usos de fondos	211
6.6.2. Consideración del riesgo	212
6.6.3. Estimación de la rentabilidad	212
6.6.4. Análisis de sensibilidad	213
<b>6.7. Cronograma del proyecto</b>	<b>214</b>
<b>6.8. Conclusión</b>	<b>215</b>
<b>6.9. Bibliografía</b>	<b>215</b>
<i>Capítulo 7: Gestión ambiental</i>	
<b>7.1 Objetivos</b>	<b>218</b>
<b>7.2 Introducción</b>	<b>218</b>
<b>7.3 Política ambiental</b>	<b>218</b>
<b>7.4 Objetivos ambientales</b>	<b>219</b>
<b>7.5 Relevamiento de impactos ambientales</b>	<b>219</b>
7.5.1 Proceso principal	220
7.5.2 Proceso secundario	221
<b>7.6 Identificación de los impactos ambientales</b>	<b>222</b>
7.6.1 Tratamiento de efluentes	224
<b>7.7 Medidas preventivas y correctoras</b>	<b>229</b>
7.7.1 Consumo de agua	229
7.7.2 Consumo de gas natural	229
7.7.3 Generación de residuos	229
7.7.4 Capacitación del personal	229
<b>7.8 Auditorías internas</b>	<b>230</b>
<b>7.9 Bibliografía</b>	<b>231</b>
<i>Anexo</i>	
<b>8.1 Corrientes principales de la planta</b>	<b>233</b>
<b>8.2 Propiedades de las especies químicas presentes en el diseño de hidrólisis</b>	<b>235</b>
<b>8.3 Condiciones operativas de todas las corrientes presentes en la planta</b>	<b>236</b>
<b>8.4 Propiedades de las corrientes incluidas en la integración energética</b>	<b>237</b>
<b>8.5 Método para estimar IF por factores directos e indirectos</b>	<b>238</b>
<b>8.6 Índices de costos para equipos a lo largo de los años.</b>	<b>239</b>
<b>8.7 Método de Conesa</b>	<b>239</b>
<b>8.8 Límites permisibles para el vertido</b>	<b>242</b>

## CAPÍTULO 1

# Estudio preliminar

## 1.1. Objetivos

El objetivo principal del presente proyecto consiste en la producción de ácidos grasos (AG) fraccionados a partir de la utilización de aceite vegetal usado (AVU) como materia prima. En este informe, se decidió utilizar aceite de soja usado. A su vez, se producirá una mezcla de glicéridos (mono y di) a partir de glicerina, obtenida como subproducto de la reacción de los ácidos grasos.

## 1.2. Introducción

Los ácidos grasos son ácidos orgánicos con un grupo carboxilo (-COOH) en el extremo y con una cadena que puede variar entre 4 a 30 átomos de carbono, generalmente de forma lineal. Su forma general es R-COOH, como lo muestra la Figura 1.1.

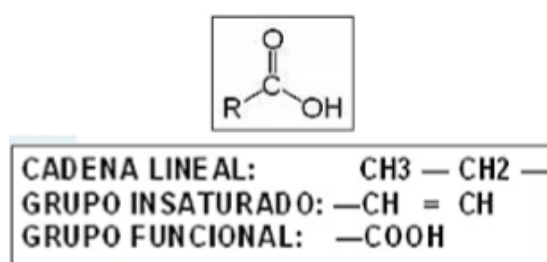


Figura 1.1. Estructura química de un ácido graso.

El grupo incluye ácidos orgánicos de cadena lineal, ramificada o estructura cíclica. Una cadena corta se refiere a los ácidos grasos con 6 átomos de carbono o menos, como por ejemplo el ácido butírico presente en la manteca. Aquellos que poseen una cadena media contiene entre 8 y 12 carbonos y suelen ubicarse en grasas sintéticas. Los ácidos grasos de cadena larga contienen hasta 27 carbonos. Los más comunes son aquellos que tienen 16 a 18 carbonos. Casi todas las grasas naturales consisten principalmente en estructuras de cadena larga o también denominados triglicéridos (TG). Están compuestos por tres ácidos grasos unidos por enlace éster a una molécula de glicerol (Figura 1.2). Los ácidos grasos que componen los triglicéridos, son ácidos carboxílicos con cadenas hidrocarbonadas que contienen comúnmente entre 12 a 24 átomos de carbono, en donde pueden encontrarse saturadas o insaturadas.

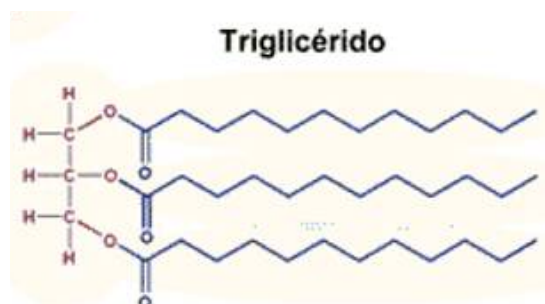


Figura 1.2. Estructura química genérica de un triglicérido.

Los monoglicéridos (MG) y diglicéridos (DG) tienen solamente uno y dos enlaces éster con ácidos grasos respectivamente, por lo que presentan grupos hidroxilos libres.



De aquí se desprende la clasificación de dichas grasas, que se dividen de acuerdo a su grado de saturación. En líneas generales, existen dos tipos de ácidos:

- *Ácidos grasos saturados*

Contienen sólo enlaces simples entre los átomos de carbono, es decir no poseen dobles enlaces. Por lo general, dichas grasas son sólidas a temperatura ambiente y provienen en su mayoría de alimentos de origen animal (lácteos y derivados, embutidos, manteca). Son denominadas grasas “malas” debido a los efectos adversos que presentan en la salud del ser humano, entre los que se destacan el aumento en el colesterol y el riesgo de arteriosclerosis (alteración vascular que se caracteriza por el endurecimiento, el aumento del grosor y la pérdida de elasticidad de las paredes arteriales).

Algunos de los ácidos más conocidos son:

- Butírico:  $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2\text{COOH}$
- Laúrico:  $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{10}\text{COOH}$
- Mirístico:  $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{12}\text{COOH}$
- Palmítico:  $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COOH}$
- Esteárico:  $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\text{COOH}$
- Araquídico:  $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{18}\text{COOH}$

- *Ácidos grasos insaturados*

Poseen uno o varios enlaces dobles en su cadena y sus moléculas presentan “codos”, con cambios de dirección en los lugares donde aparece un doble enlace. Cuando existe un doble enlace, estos están separados por tres átomos de carbonos, por lo tanto, no existen dobles enlaces conjugados. Generalmente son líquidos a temperatura ambiente, encontrándose en abundancia en alimentos de origen vegetal, como los aceites de soja, girasol, palma, orujo, etc. Se conocen también como grasas “buenas”, porque reducen el colesterol y tienen efectos antiinflamatorios.

Ejemplos de ácidos insaturados se muestran en la Tabla 1.1:

Tabla 1.1. Ejemplos de ácidos grasos insaturados.

Linolenico	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$
Linoleico	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$
Araquidónico	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_3\text{COOH}$
Oleico	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$
Erúcico	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_{11}\text{COOH}$
Palmitoléico	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_5\text{HC}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$

Los ácidos grasos presentan diferentes propiedades, de acuerdo a la longitud de la cadena hidrocarbonatada apolar hidrófoba, así como de la presencia del grupo carboxilo polar. Entre ellas se destacan:

- Polaridad: La cadena hidrocarbonada es apolar y a mayor longitud y menor cantidad de dobles enlaces, menor es su solubilidad en agua. Por su parte, el grupo carboxilo es polar y está ionizado a pH neutro (4 y 5). Esto provoca que los ácidos grasos sean moléculas anfipáticas (un extremo soluble y otro hidrofóbico) que pueden tomar micelas en el medio acuoso.
- Solubilidad: Ante la reciente definición de molécula anfipática que son los ácidos grasos, resta destacar que los mismos poseen una cabeza polar, hidrófila soluble en agua (grupo carboxilo) y una cabeza apolar o hidrófoba que presenta grupos metileno y metilo terminales soluble en disolventes orgánicos.
- Punto de fusión: La longitud y el grado de insaturación de los ácidos grasos condicionan su punto de fusión. El aumento del número de átomos de carbono de la cadena hace aumentar el punto de fusión. Por su parte, la presencia de dobles enlaces conjugados hace disminuir la temperatura de fusión.

### **1.3. Materia prima a utilizar**

La materia prima a utilizar en el presente proyecto será AVU (aceite vegetal usado) de soja. La soja es una especie de la familia de las leguminosas. Las primeras plantaciones en Argentina comenzaron en el siglo XIX pero su popularidad surgió a mediados del siglo XX. Actualmente, nuestro país se encuentra entre los principales productores mundiales de este grano y dentro del grupo de los países que exportan mayores cantidades de aceite y harina de soja. Sus semillas no sólo son una buena fuente de proteína vegetal (34 – 39%, con una composición balanceada de aminoácidos esenciales) y aceite vegetal (18 – 20%, conteniendo todos los ácidos grasos esenciales), a su vez son ricas en fibra, carbohidratos, fitoestrógenos, esteroides, vitaminas y minerales. Su aceite se diferencia de otros aceites vegetales comestibles por su alto contenido de ácido linoléico, que por ser un ácido graso esencial no es sintetizable por el organismo humano.

El aceite de soja es un aceite de origen vegetal abundante en ácidos poliinsaturados. Tiene un color ámbar, el cual después del refinado adquiere un color amarillo pálido; de encontrarse en mal estado, tiene un color café oscuro que es muy complejo eliminar en el proceso de refinación. En la Tabla 1.2 se presenta la composición de ácidos grasos del aceite crudo de soja.

Tabla 1.2. Composición del aceite de soja.

Ácido graso	Composición (% peso)
Láurico	0.1
Mirístico	0.1
Palmítico	10.2
Esteárico	3.7
Oléico	22.8
Linoleico	53.7
Linolénico	8.6
Araquidónico	0.1
Otros	0.7

Es el segundo aceite vegetal más relevante en el mundo, sólo por detrás del aceite de palma. Argentina cumple un rol estratégico en este mercado, aportando más de 8 millones de toneladas anuales de aceite. Este volumen representa el 14% de la producción global, que según datos de Oil World, en 2018/19 totalizó 56,53 Mt, convirtiendo a Argentina en el cuarto país que más exporta este tipo de aceite. El dato contrasta con el bajo consumo interno que tiene, ya que del total de producción (8.01 millones de toneladas según Oil World), sólo el 30% se destina a consumo humano (2.4 Mton/año). Este factor, sumado al excepcional complejo industrial oleaginoso instalado en el Gran Rosario, convierten al país como el principal exportador mundial de aceite de soja. Como dato adicional, según el Ministerio de Agricultura, Ganadería y Pesca, el precio del aceite de soja crudo en puerto de embarque (FOB) es de U\$S 565/tonelada (datos del 18/03/2020).

En el siguiente gráfico (Figura 1.3) puede observarse la evolución de la producción nacional de aceite soja con el correr de los años, con el fin de observar cómo Argentina ha incrementado su producción de esta materia prima.

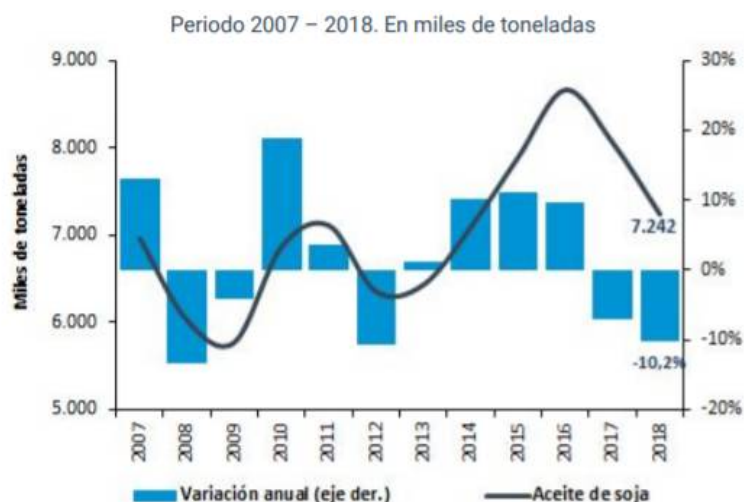


Figura 1.3 . Evolución de la producción de aceite de soja en Argentina hasta 2018.

Es importante mencionar las principales empresas argentinas productoras (Figura 1.4), para visualizar el tamaño de mercado de la materia prima elegida.

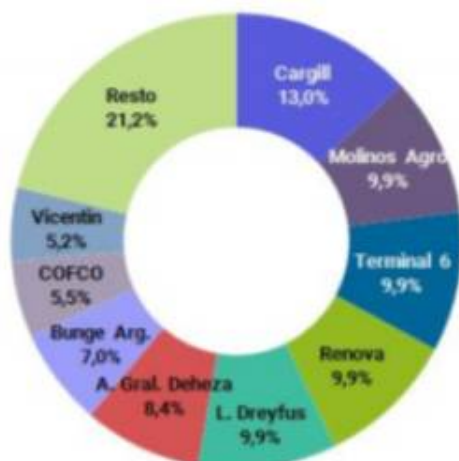


Figura 1.4. Principales empresas productoras de aceite de soja según capacidad instalada (Año: 2018).

Respecto al rol exportador del país, su principal comprador es India y en menor medida, China. La Figura 1.5 muestra el flujo de exportaciones de nuestro país, teniendo en consideración los principales compradores.

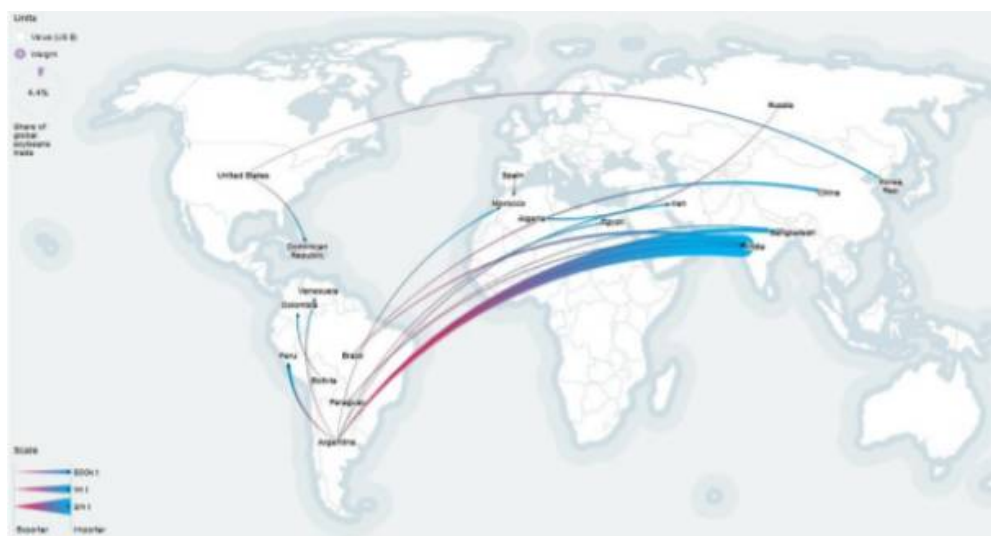


Figura 1.5. Flujo del mercado de aceite de soja (Año: 2018; Fuente: Ministerio de Hacienda de la Nación).

Las líneas más densas de color azul representan el flujo principal del aceite de soja, verificando que la India es el país que más adquiere (representando el 44% de la venta total). Dichos datos fueron extraídos del INDEC entre el período 2017/2018.

Profundizando el análisis del mercado interno, el uso doméstico anual de aceites vegetales es de 4,3 Mt, donde el consumo de aceite de soja representa más del 60%. Su principal rubro de utilización en nuestro país es la industria, donde el aceite de soja aventaja a los demás aceites vegetales notablemente gracias al desarrollo y a la escala de la producción nacional. Si bien es el aceite vegetal por excelencia utilizado en la industria

Argentina, con menores porcentajes de uso pero gracias a la mayor escala de sus sectores industriales, los demás productores del aceite consumen mayor volumen en el rubro industrial.

La segunda fuente de utilización del aceite de soja en Argentina es el consumo humano, donde este aceite representa el 22% del consumo total. La utilización en la cocina argentina no cuenta con la aceptación y el arraigo que presentan otros aceites vegetales, como por ejemplo el de girasol que concentra casi el 80% del uso humano.

Sin embargo, con el advenimiento de nuevas tecnologías y maquinarias que automatizan los procesos, la industria de biodiesel ha sido el principal usuario del aceite de soja como suministro. Cabe recordar que en Argentina en el año 2010, se impuso la Ley que obliga al corte obligatorio de gasoil con biodiesel, gracias al Programa Nacional de Biocombustibles que implementó el Gobierno Argentino. El mandato de corte surge del artículo N° 7 de la Ley 26.093, reglamentada por Decreto 109/07. En la actualidad, el porcentaje de mezcla obligatoria es del 10% y se espera que aumente. Es por ello que dicha industria tuvo un auge en estos últimos años, además de aprovechar una materia prima en abundancia en nuestro país, como lo es la soja.

Por lo tanto, pueden observarse dos usos principales del aceite de soja en materia de consumo interno:

- Materia prima para la producción de biodiesel.
- Materia prima para uso industrial y doméstico en materia alimenticia.

A modo de aprovechar que Argentina es uno de los países mejor posicionados en el mercado mundial, en el presente proyecto se busca reutilizar el aceite de soja para producir ácidos grasos. Por ende, la materia prima consiste en aceite de soja usado, también denominado AVU (aceite vegetal usado). Dicha materia prima presenta ventajas y desventajas, las mismas pueden ser:

#### *Ventajas*

- Reutilización de un producto de alto valor comercial con gran disponibilidad en el mercado.
- Disminución de la contaminación producida por los AVU si los mismos fueran desechados en los efluentes cloacales.

#### *Desventajas*

- De acuerdo a la utilización previa del aceite, su pureza respecto a un aceite virgen es menor, por lo tanto, los resultados finales de composición serán menores si se compara con una materia prima sin previo uso.
- Si bien la disponibilidad de materia prima es abundante, el requerimiento de aceite de soja usado restringe las opciones a comercializar con empresas que reutilicen dicho producto y lo venden a diferentes consumidores.

Respecto a la composición de la materia prima a utilizar, es válido resaltar que difiere del aceite de soja crudo dado que el principal uso es el ámbito de la industria de alimentos en el proceso de fritura. Se pueden distinguir dos tipos de fritura: continua (escala industrial) y discontinua (escala gastronómica, doméstica). En la continua, el aceite está

siempre sometido a las mismas condiciones, de forma estable, mientras que en la discontinua existen cambios bruscos de temperatura, pues es una fritura a demanda. Dentro de dicho proceso, el aceite puede sufrir diversas reacciones químicas que alteran su composición, entre las que se destacan: termooxidación, hidrólisis y polimerización. Todas ellas dan lugar a la formación de compuestos volátiles y no volátiles. Los volátiles suelen evaporarse o absorberse mientras que los no volátiles son los responsables de los cambios físicos y químicos del aceite (modifican sus características organolépticas) y el alimento. A continuación se mencionan los aspectos más relevantes de las reacciones:

- Termooxidación

Los aceites vegetales pueden sufrir alteración térmica cuando son sometidos a temperaturas superiores a 180 °C, como ocurre durante el proceso de fritura. A consecuencia de las altas temperaturas, la formación de nuevos compuestos es muy rápida, la presión del oxígeno disminuye y por tanto las reacciones de iniciación pasan a ser protagonistas dando lugar a un aumento en la concentración de radicales alquilo con respecto a los alquilperóxidos. Además la descomposición de los hidroperóxidos pasa a ser más rápida que la formación por lo que los radicales alquilo y alcoxilos son los compuestos poliméricos principales formados.

Por otro lado, debido a la baja concentración de oxígeno, se forman también una cantidad significativa de dímeros triglicéridos no polares. Los tres grupos principales de compuestos formados durante la fritura son: oligómeros y dímeros de TG, monómeros de TG oxidados y compuestos volátiles. La degradación oxidativa y térmica provoca cambios en las cadenas grasas acílicas provocando cambios en el valor nutricional del aceite. El cambio más característico durante la oxidación es la pérdida de insaturaciones debido al ataque del oxígeno y la formación de radicales. Esta oxidación térmica también provoca la isomerización de dobles enlaces lo que conlleva a la formación de dobles enlaces trans y sistemas de dobles enlaces conjugados.

La oxidación conduce a rancidez, producción de aromas deseados o indeseados, polimerización y producción de compuestos con actividad fisiológica. El aroma producido debido a la oxidación tiene un efecto considerable en la calidad de la comida y en la aceptabilidad por parte del consumidor.

- Hidrólisis

Es la reacción del agua del alimento con el aceite, tiene lugar sobre el enlace éster del triglicérido dando lugar a diglicéridos, monoglicéridos y AG libres. Estos últimos son compuestos no volátiles y de mayor polaridad que los triglicéridos de partida, y algunos pueden modificar las características de los aceites y su estabilidad oxidativa si se encuentran en elevada concentración. El factor más relevante es la temperatura ya que aumenta la velocidad de reacción.

Los AG libres producen un sabor indeseable que hacen al aceite no aceptable para consumo humano. Además, la cantidad de AG libres formados es directamente proporcional a la cantidad de vapor liberado por el alimento hacia el aceite. La fritura de cantidades grandes de alimentos con alta humedad aumenta la velocidad de formación de AG libres.

- Polimerización

Es una reacción del aceite consigo mismo, donde moléculas relativamente pequeñas de aceite se combinan para formar moléculas más grandes, polares y no volátiles. Ocurre

en los puntos de insaturación de las cadenas de AG (precedido de la oxidación) o en la unión del AG y la molécula de glicerol. Son reacciones radicales, y su formación depende del tipo de aceite, temperatura y número de frituras. Los polímeros oxidados son ricos en oxígeno, de ahí que aceleran la oxidación, además de acelerar la degradación, aumentar la viscosidad, etc., y son los culpables de la alta absorción del aceite a la comida.

Además de las altas temperaturas de la fritura, esta reacción se ve aumentada por la presencia de oxígeno, el uso de aceites de baja calidad, o de una práctica de fritura de baja calidad (calentamiento durante un largo periodo de tiempo con muy poca o nula fritura de alimentos). En la práctica puede depositarse material gomoso en la cesta de fritura, lo que junto con el aumento en la viscosidad del aceite, provoca que el agua forme pequeñas espumas que deben ser retiradas y reemplazarse por aceite nuevo.

De forma general la velocidad de polimerización aumenta con la cantidad de insaturaciones en el aceite y puede ser catalizada por iones metálicos.

De acuerdo con la información general explicada en los párrafos anteriores, puede deducirse que la composición de nuestra materia prima disminuye. No se ha podido determinar de manera exacta y precisa la calidad de la misma, ya que los proveedores no han brindado la información. Sin embargo, de acuerdo a un trabajo de investigación realizado en China, donde se ha sometido al aceite de soja a un proceso de fritura durante varios días, puede estimarse dicha composición (Tabla 1.3).

Tabla 1.3. Composición del aceite de soja usado luego del proceso de fritura.

<b>Ácido Graso</b>	<b>Composición (% en peso)</b>
Ácido Linoleico	24.5
Ácido Oleico	16.9
Ácido Palmítico	9.3
Ácido Esteárico	3.2
Ácido Linolénico	1.8

Por ende, de acuerdo a la utilidad del aceite de soja en los procesos industriales previamente mencionados, se ha tomado la decisión de adquirir la materia prima a través de empresas que recolectan y tratan el AVU de las industrias alimenticias y los hogares domésticos. Entre ellas se destacan dos organizaciones nacionales, RBA Ambiental y Sodir SRL. La primera de ellas está encargada de la recolección y posterior pretratamiento de estos aceites, la cual está en contacto con las principales industrias de alimentos del país. Luego, realizan una serie de pasos que implican el tratamiento del aceite para utilizarlo en la producción de biodiesel. Por su parte, Sodir SRL persigue los mismos objetivos que RBA Ambiental, con la diferencia que no realiza procesos de tratamiento de aceite.

Como dato adicional, el Gobierno de la Provincia de Buenos Aires presentó un programa llamado "Plan BIO" que consiste en la recolección y reciclado del aceite vegetal usado. Más de 100 municipios de la provincia se han adherido al programa, donde se están llevando a cabo diferentes estrategias que han sido elaboradas en forma coordinada con las autoridades locales con el fin de responder a las necesidades particulares de cada una de

ellas. Aquí también puede contactarse con alguno de los municipios en cuestión para lograr satisfacer la demanda de materia prima, en caso de haber un faltante en la misma.

Cabe destacar que parte de la materia prima debe utilizarse en un proceso alternativo para la producción de una mezcla de mono y diglicéridos a partir de la glicerina, subproducto de la reacción principal. Es por ello que el requerimiento de materia prima debe ser un poco mayor que el necesario para producir los ácidos grasos fraccionados.

Por lo tanto, finalizando con la adquisición de la materia prima, se entabló un diálogo con ambas empresas, en donde las mismas se mostraron dispuestas a vender el aceite de soja usado. De esta manera, la demanda de materia prima exigida en un principio por la cátedra puede ser cubierta (5 ton/h). Respecto al precio de venta, no se ha contado con la información como para establecer de manera precisa el valor. La cátedra brindó un precio estimativo, que ronda los \$22/litro.

En caso que por motivos inesperados, la demanda de materia prima no pueda ser cubierta, se ha pensado la siguiente alternativa: contactarse con alguno de los 100 municipios que componen el programa de la Provincia de Buenos Aires "Plan BIO" para adquirir el faltante de aceite de soja usado. De acuerdo a la localización de la planta, se escogerá un municipio que quede en las cercanías de la misma, para abaratar costos de transporte.

#### **1.4. Procesos químicos a desarrollar**

##### ***1.4.1. Pretratamiento del aceite de soja usado***

Dentro del presente proyecto, cabe destacar que el proceso químico principal a desarrollar es la producción de ácidos grasos a partir de AVU de soja. Para ello, en primera medida, debe conocerse si la materia prima adquirida ha pasado por procesos de pretratamiento o filtrado, con el fin de quitar impurezas sólidas. Como se ha desarrollado en el apartado "Materia prima a utilizar", la empresa RBA Ambiental realiza un proceso de tratamiento del aceite de soja usado, con el fin de limpiarlo y purificarlo respecto de los componentes indeseables originados durante su uso. En líneas generales, el AVU atraviesa un muestreo antes de almacenarlo en tanques especiales, luego sufre distintos procesos: bombeo, centrifugado, conversión, absorción, dosificación y mezcla para finalmente ser utilizado. Sin embargo, la empresa Sodir SRL no realiza los procesos de tratamiento mencionados previamente, por lo tanto se debe realizar dicho proceso con el fin de obtener una materia prima con composiciones de triglicéridos similares.

Por lo tanto, de acuerdo a la calidad de aceite de soja usado recibido por Sodir SRL, se deberán realizar diferentes tratamientos con el fin de obtener una materia prima con las mismas características (composición similar). Uno de los más frecuentes y sencillos es una refinación, que consiste en eliminar partículas finas dispersas. Esta separación puede obtenerse mediante un filtrado o decantación por gravedad, optando por la mejor opción en base a requerimientos de potencia y económicos. Por ejemplo, la utilización de un filtro gravitatorio.

##### ***1.4.2. Producción de ácidos grasos***

Luego que se obtiene el aceite libre de sólidos, debe llevarse a cabo una reacción química que permita "romper" la molécula de triglicéridos para obtener los ácidos grasos y glicerina como subproducto. Esto se logra bajo ciertas condiciones de presión y temperatura y



mediante la adición de agua. Además, debe analizarse la posible utilización de un catalizador para acelerar la velocidad de reacción debido a la lentitud que presentan dichas reacciones.

En condiciones apropiadas, los triglicéridos de las grasas se pueden hidrolizar para dar ácidos grasos y glicerol como se muestra en la Figura 1.6.

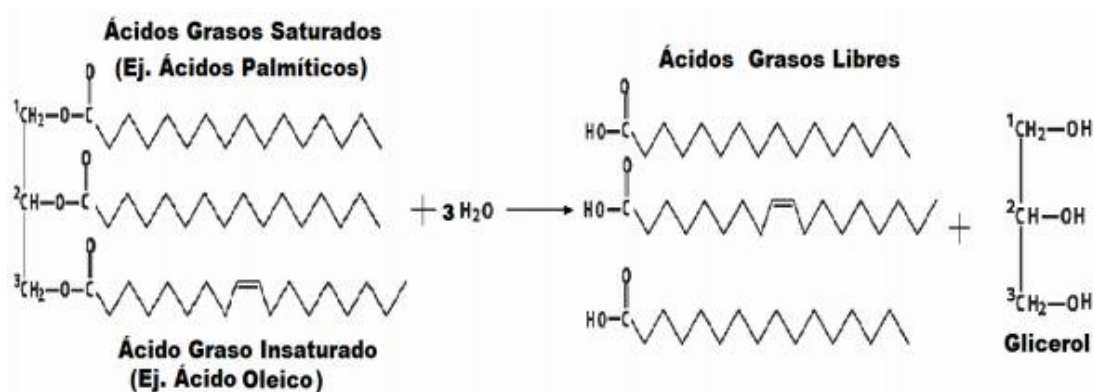


Figura 1.6. Hidrólisis general de un ácido graso.

La reacción de hidrólisis se realiza por etapas sucesivas y alternativas donde los radicales ácido de la molécula de triglicéridos, se desplazan a razón de uno por etapa. Se desarrolla en tres etapas:

- 1) Periodo de hidrólisis emulsiva: En esta etapa los reactivos de desdoblamiento se encuentran en la fase acuosa y forman emulsiones estables entre la grasa y el agua. La reacción de hidrólisis ocurre lentamente y es de tipo heterogénea en la interfase aceite-agua. Este período finaliza cuando la concentración de ácidos grasos libres en la fase grasa es suficiente para permitir que los reactivos de desdoblamiento pasen a la fase de aceite, pierdan sus propiedades emulsificantes y adquieran gran actividad hidrolítica.
- 2) Periodo de hidrólisis rápida: Este periodo se caracteriza por una reacción en fase homogénea, debido a un aumento apreciable de la solubilidad del agua en fase aceite. La velocidad de reacción es casi constante y se mantiene durante la mayor parte del proceso. La grasa y el agua no se encuentran emulsificadas, en este periodo se encuentran mezcladas, y mediante movimientos de agitación se presenta la dispersión de las dos fases.
- 3) Periodo de hidrólisis terminal: Cuando se llega casi al límite de la reacción, la concentración de glicéridos disminuye y la de glicerol en la fase acuosa aumenta, produciendo una disminución en la reacción ya que se llega al equilibrio y se tiende a producir la reacción contraria.

#### *Factores que intervienen en la hidrólisis*

La hidrólisis de grasas, siendo una reacción lenta, progresa a una velocidad determinada y tiende al equilibrio. Velocidad y equilibrio son dos características independientes. La velocidad de hidrólisis es acelerada en algunos casos por la

temperatura, pero esencialmente se ve influenciada por el tipo de catalizador que es utilizado. Por otro lado, el equilibrio es directamente afectado por la concentración de glicerol que se alcanza en la fase acuosa y por la relación de reactivos que se ven involucrados en la reacción.

Algunos de los factores con mayor influencia, dentro de la reacción de hidrólisis son: temperatura, catalizador, reacción de reactantes y agitación. La industria se enfatiza actualmente, en obtener grados de hidrólisis altos, para lo que es necesario encontrar una buena combinación de las variables.

### 1) Temperatura

Se ha podido determinar en base a la experiencia, que tanto con el aumento de la temperatura como con el de la presión, se aumenta la velocidad de reacción, debido a que se incrementa la velocidad de difusión y solubilidad del agua en la fase grasa y del glicerol fuera de ella. Hay que tener en cuenta que el incremento de la temperatura se encuentra limitado con el punto de ebullición del agua, el cual se debe tratar de mantener en fase líquida, con ayuda de altas presiones. Por otro lado, también es importante tener en cuenta cómo afecta esta variable a los ácidos grasos a tratar.

### 2) Catalizador

El uso de pequeñas cantidades de ciertos compuestos químicos acelera considerablemente la reacción de hidrólisis. Cada uno de los catalizadores difiere de acuerdo al tipo de desdoblamiento empleado. La acción catalítica que estos ejercen a la reacción se observa principalmente en la fase grasa y tiene una acción doble, la cual corresponde al incremento de la solubilidad del agua en la fase aceite y al incremento de la actividad hidrolítica del agua disuelta.

Comúnmente se utilizan catalizadores de tipo básico, ácido o enzimático. El primero se usa en procesos con una temperatura media, muchas veces son óxidos o hidróxidos metálicos, los que forman jabones metálicos al combinarse con los ácidos grasos que se van liberando de la reacción. En el caso de los catalizadores ácidos, el ácido sulfúrico es el más utilizado, con el que se presenta el incremento de la solubilidad del agua en el aceite, donde actúa también como emulsificante. Para los catalizadores enzimáticos, las condiciones de operación son esenciales para proporcionar una acción hidrolítica óptima.

### 3) Relación de reactantes

Para alcanzar un grado de hidrólisis alto en el equilibrio, es mejor utilizar relaciones de aceite-agua altas. Cuando se utilizan relaciones de aceite-agua bajas, se presenta un periodo inductivo corto, pero con grados de hidrólisis más bajos que las relaciones altas. Para las relaciones de aceite-agua altas, se presenta un avance lento en el periodo inductivo (la emulsión permanece por más tiempo), pero la velocidad de reacción en el periodo de hidrólisis rápido se incrementa en mayor proporción, para lograr finalmente mejores avances en el equilibrio.

#### 4) Agitación

Aunque la hidrólisis de las grasas es una reacción homogénea en la fase aceite, a medida que esta ocurre en un medio heterogéneo se pueden establecer dos procesos de transferencia de masa de signo contrario: la difusión de moléculas de agua hacia el interior de la fase aceite y la difusión de moléculas de glicerol hacia la fase acuosa. Por lo general, los coeficientes de difusión son bajos, así que la transferencia de masa en la interfase se efectúa lentamente. En este punto, el empleo de la agitación hace que el contacto íntimo entre las dos fases se incrementa, debido a que el área de contacto aumenta.

A medida que transcurre la reacción de hidrólisis, la necesidad de agitación se determina sólo para mantener la cantidad de agua suficiente en la fase oleosa para que la reacción continúe. De esta forma, a más temperatura de desdoblamiento, menor será la importancia de la agitación. Por ende en los procesos de baja temperatura y los enzimáticos, se hace necesario el empleo de un buen mecanismo de agitación.

#### *Tipos de hidrólisis para la producción de ácidos grasos*

Existen diversos procesos a llevar a cabo para transformar el AVU de soja en ácidos grasos fraccionados y glicerina. A continuación se hará mención de los procesos más relevantes que fueron llevados a la industria.

##### *1) Proceso Twitchell*

Consiste en una hidrólisis ácida de aceites en presencia de ácido sulfúrico y un agente de superficie activa. Se lleva a cabo a presión atmosférica, por lotes, y a una temperatura de aproximadamente 120 °C, en reactores de acero al carbón recubiertos o acero inoxidable.

Se junta el aceite con 20-50% de agua (en base al peso del aceite), se carga el reactor, se agrega una proporción del reactivo de desdoblamiento y ácido sulfúrico diluido. La mezcla se lleva a ebullición por un tiempo de 12 a 24 horas para alcanzar un grado de desdoblamiento de 80-85%.

Su ventaja radica en los bajos costos iniciales y la facilidad de instalación y operación, ya que trabaja a bajas temperaturas y presión atmosférica. Su desventaja es el tiempo de reacción para alcanzar el avance deseado.

##### *2) Hidrólisis ácida por lotes a presión media*

En este proceso la hidrólisis se realiza a una presión de 90-115 psi, en autoclaves de cobre o acero inoxidable. La temperatura de reacción es de 150-175 °C, con un tiempo de reacción entre 5 a 10 horas, utilizando catalizadores como óxidos de zinc, calcio o magnesio, o jabones de dichos metales.

En general, los reactores son tanques con sistemas de calefacción y agitación apropiados para las condiciones de reacción. Se usa una serie de reactores interconectados por un sistema de bombeo, porque cada uno trabaja a presión diferente.

Se pueden alcanzar porcentajes de hidrólisis entre 85-98%, y un porcentaje de glicerol en la parte acuosa del 10-15%. El grado de hidrólisis depende del número de etapas del proceso. Es un proceso por lotes recomendado para volúmenes de producción por debajo de 30 t/día.

### 3) *Hidrólisis ácida por lotes a alta presión*

En este proceso, tal como el anterior, la hidrólisis se realiza en autoclaves de cobre o acero inoxidable, sin embargo la temperatura y presión de trabajo son 240 °C y 495 psi aproximadamente. El tiempo de reacción que se utiliza en este proceso es de 2-4 horas. Debido a su alta presión no es necesario el uso de catalizadores. Los porcentajes de hidrólisis obtenidos son entre 85-98%, y un 10-15% de glicerol en la parte acuosa. El grado de hidrólisis depende del número de etapas del proceso.

Su mayor ventaja es el corto tiempo de operación que requiere la reacción. Las dificultades de este proceso se atribuyen a la ausencia de un método para separar glicerol de la fase líquida, el bajo porcentaje de hidrólisis y el elevado consumo energético.

### 4) *Hidrólisis continua a contracorriente a alta presión (Colgate-Emery)*

Este proceso posee el procedimiento más complejo de todos los métodos, pero es el más eficiente, trabaja a grandes escalas y no utiliza catalizador. Sus condiciones de operación son de 240-260 °C y 700-725 psi.

El equipo convencional usado consiste en una torre vertical de 0.5-1.2 metros de diámetro y 18-24 metros de altura, de acero inoxidable de alta calidad o de materiales resistentes a la corrosión, que opera a contracorriente. El aceite a desdoblar es precalentado y desaireado por medio de vacío para evitar el oscurecimiento por oxidación durante el proceso. El equipo está diseñado para maximizar la transferencia de calor mediante intercambiadores que reciclan la energía que contienen las corrientes de salida. Posee calentadores adicionales que suplen la energía necesaria para mantener la temperatura de reacción.

En la operación, un exceso de agua con respecto al agua estequiométrica, se carga cercano al tope de la columna. La reacción ocurre en una fase líquida casi homogénea y la presión de operación debe ser ligeramente superior a la presión de vapor del agua a la temperatura de reacción. El aceite desciende por una columna debido a su baja densidad y se pone en contacto con el agua continuamente. La corriente de agua desciende como una fase dispersa que arrastra al glicerol formado. Los ácidos grasos que fácilmente alcanzan un grado de hidrólisis de 98-99.5%, son removidos por el tope de la columna.

La temperatura de trabajo es una variable importante, ya que a temperaturas entre 200 y 280 °C se garantiza la solubilidad parcial entre el agua y el aceite, lo que promueve la reacción y evita la emulsificación. Por debajo de los 200 °C la solubilidad y las conversiones son bajas, mientras que por encima de 280 °C los aceites y las grasas se descomponen.

Este proceso tiene una elevada eficiencia, ya que se logran altos porcentajes de hidrólisis en tiempos cortos de reacción. Su desventaja principal es el costo inicial de los equipos y el costo para alcanzar las condiciones de operación requeridas.

### 5) *Hidrólisis a partir de ésteres metílicos*

Los ésteres se preparan a partir de ácidos por esterificación directa o a partir de triglicéridos por metanólisis. Para este proceso de metanólisis se requieren temperaturas de aproximadamente 80 °C y un catalizador alcalino que va previamente disuelto con metanol anhidrido al 0.1-0.5%. La reacción produce una fase metil éster y una fase donde se

encuentra la glicerina. Posteriormente, la fase metil éster se pone en reacción con agua para producir ácidos grasos y metanol nuevamente.

Este proceso tiene la ventaja de utilizar un equipo relativamente económico, no requiere de altas presiones y produce glicerina anhídrida. Tiene la desventaja de ser un proceso de varias etapas y de tener un alto costo de operación debido al volumen considerable de químicos requeridos.

#### 6) *Hidrólisis enzimática*

Este proceso es uno de los que no requiere temperaturas ni presiones elevadas para la producción de ácidos grasos. Dependiendo de la enzima, que actúa como catalizador de la reacción, se establecen las condiciones de operación, como son la temperatura que varía entre 30-60 °C y pH que se establece dentro de los valores de 5-8. Algunas enzimas necesitan sustancias como sulfato de magnesio, las cuales cumplen la función de activar la enzima. Con el método enzimático se pueden alcanzar grados de hidrólisis de 75-96% en periodos de tiempo alrededor de 3-7 horas.

La hidrólisis enzimática requiere muy poca energía para llevar a cabo la reacción, pero aun así no es la más empleada a nivel industrial, porque su tiempo de reacción es prolongado y el costo de la enzima puede ser alto. Por otro lado, en estudios recientes se demuestra que el aumento de la concentración de glicerol y la formación de emulsiones en el reactor inhiben la acción enzimática.

#### 7) *Hidrólisis básica*

Esta reacción utiliza hidróxido de sodio con agitación y calentamiento. El proceso da lugar a la hidrólisis de los grupos éster del triglicérido y recibe el nombre de saponificación. Como resultado se obtiene una molécula de glicerina (líquido) y tres moléculas de ácidos carboxílicos (ácidos grasos). A su vez, estos ácidos grasos reaccionan con el álcalis produciendo tres ésteres de sodio o jabones. La pasta resultante se trata con una disolución de cloruro de sodio para favorecer la precipitación o solidificación del jabón. Este se separa por filtración de la disolución acuosa que contiene la glicerina (la solubilidad del jabón disminuye en una disolución acuosa de cloruro de sodio).

Una vez presentados todos los tipos de hidrólisis, indicando su procedimiento, condiciones operativas, ventajas y desventajas de cada uno de ellos, se procede a elegir el método más conveniente para llevar a cabo. Éste es el proceso Colgate-Emery, que posee contrapuntos operativos (presión y temperatura, costo inicial del equipamiento), pero el porcentaje de separación de los ácidos es muy elevado, además de no utilizar un catalizador, que incurre en un gasto adicional. Otra variable a considerar es el tiempo de reacción para obtener los productos, donde el método elegido se diferencia de los otros debido a su rapidez. También es interesante tener en cuenta y no descartar la hidrólisis con catálisis enzimática, ya que las condiciones operativas no revisten complejidad. Sin embargo, se debe estudiar en profundidad el catalizador a usar, su costo y efectos sobre los ácidos grasos, el tiempo de reacción y la dificultad de separación del mismo una vez realizada la reacción. Por otro lado, la cinética de la reacción enzimática se torna compleja si no se disponen datos experimentales para obtener las constantes cinéticas.

Dicho análisis es una comparación cualitativa de los distintos tipos de procesos, ya que una vez que se profundice en el equipamiento necesario para llevarlos a cabo, puede

modificarse la idea que se tenía en un principio. Es válido recordar que se debe lograr una producción continua de ácidos grasos, ya que la cantidad de materia prima a tratar debe ser, por lo menos, 5 ton/h. Por otro lado, a medida que se profundice el análisis, puede determinarse el uso de un catalizador para acelerar aún más el proceso de reacción y obtener un producto más rápido.

#### **1.4.2.1 Separación de ácidos grasos**

El proceso de producción de ácidos grasos debe ir acompañado de una separación posterior para obtenerlos de forma fraccionada. Pueden separarse ácidos de distinta cadena de longitud (ácido láurico del palmítico) y de la misma cadena (ácido esteárico del oleico y del linoleico).

Para separar los ácidos grasos entre sí, hay dos principios que pueden usarse y ambos se basan en propiedades específicas. La presión de vapor varía significativamente con la longitud de la cadena carbonada y se usa para separar los ácidos grasos de cadena corta y larga por medio de destilación fraccionada. Sin embargo, la presión de vapor no varía significativamente entre saturados e insaturados.

Por otro lado, los puntos de fusión de los ácidos grasos cambian considerablemente con el grado de insaturación, y esta propiedad se utiliza en la mayoría de los métodos industriales utilizados hoy en día, para separar una mezcla en fracciones saturadas e insaturadas. Como la gran parte de los ácidos obtenidos poseen la misma cantidad de átomos de carbono, la opción más recomendable es realizar una separación utilizando dicho método. Aquí se destacan diversas operaciones como extracción por disolventes y cristalización.

Para saber cuál método de separación y purificación de ácidos grasos utilizar, es preciso conocer el objetivo del presente proyecto. Como se ha establecido en la sección 1.3, la composición de AVU de soja posee dos ácidos en mayor proporción: ácido linoleico y oleico, ambos ácidos insaturados. Luego, se tiene un porcentaje menor de ácidos palmítico y esteárico, ácidos saturados, y por último, una proporción ínfima del ácido linolénico (insaturado). Es por ello que resulta muy importante definir que se van a separar solamente los ácidos linoleico y oleico, proyectando un fraccionamiento con una pureza determinada. Respecto a los ácidos saturados, se opta por prescindir de ellos dada su escasa proporción en la materia prima, previendo que se obtendrá una cantidad considerablemente menor que los otros ácidos. Finalmente, respecto al ácido linolénico, se adelanta que no se descarta el producto dado que puede venderse dentro de una mezcla de valor comercial: ácido linoleico - linolénico.

Por lo tanto, una vez especificados los ácidos que serán vendidos al mercado, puede pensarse en uno o varios métodos de separación. Serán detallados en el capítulo posterior, optando por el más conveniente.

#### **1.4.3. Producción de monoglicéridos y diglicéridos**

Por último, no debe dejarse de lado el subproducto obtenido de la reacción principal, la glicerina. Debido a la gran sobreoferta que posee dicho producto en el mercado mundial, uno de los objetivos que persigue el proyecto es aprovechar la cantidad generada para obtener una mezcla de mono y diglicéridos. Las alternativas más sencillas para este proceso son:

## 1) Procesos enzimáticos

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

Debido a que las enzimas son solubles en agua e insolubles en las grasas, deben ser soportadas sobre diferentes materiales (celite, silica gel, quitosano, resinas acrílicas) para ser estabilizadas, requiriendo además solventes orgánicos (acetonitrilo, acetona, cloroformo, hexano) que permitan solubilizarlas en las grasas. Estos procesos son realizados a temperaturas comprendidas entre 35-50 °C, a altas velocidades de agitación (400-600 RPM), relaciones molares de reactivos (glicerol/grasa) superiores a 4 y concentraciones de la enzima de 1-30 %. Debido a la alta selectividad que se presentan en estos procesos, se obtienen rendimientos a monoglicéridos superiores al 80 %, y rendimientos menores del 3.5 % a diglicéridos y triglicéridos.

Si bien estos métodos permiten sintetizar MG con altos rendimientos a bajas temperaturas, son procedimientos costosos y difíciles de implementar, siendo además poco eficientes debido al bajo nivel de reutilización de las enzimas.

## 2) Esterificación de ácidos grasos

En el proceso de esterificación, el glicerol reacciona con ácidos grasos para formar moléculas de monoglicéridos, diglicéridos, triglicéridos y agua.

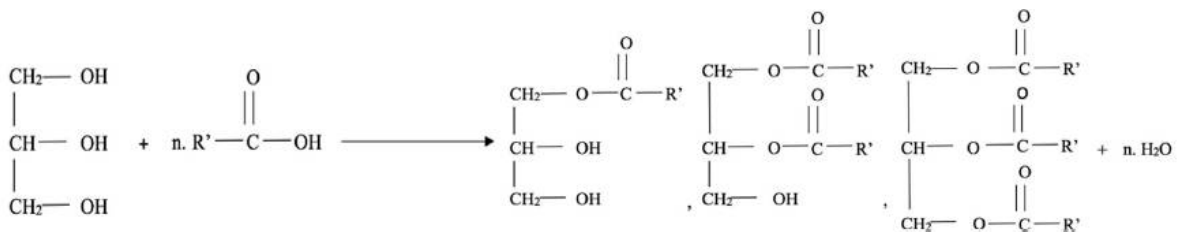


Figura 1.7. Esquema general de esterificación de ácidos grasos.

Esta reacción es catalizada por ácidos fuertes (ácido sulfúrico, ácido fosfórico, ácido p-toluen sulfónico), a temperaturas en el rango de 90-190 °C, obteniéndose una mezcla compuesta por 40 % de monoglicéridos, 50 % de diglicéridos y 10% de triglicéridos. El agua generada durante el proceso debe ser eliminada, debido a que forma emulsiones en la mezcla reaccionante e inhibe la reacción ya que desplaza el equilibrio de la reacción hacia la izquierda.

La principal desventaja de este proceso es que la utilización de catalizadores ácidos implica la formación de acroleína y/o acetol por deshidratación del grupo OH secundario o de los primarios, respectivamente, del glicerol. En la Figura 1.8 se muestra la formación de acroleína y acetol. La acroleína es un compuesto potencialmente carcinogénico y muy tóxico. Estas reacciones son indeseadas, sobre todo cuando los monoglicéridos son destinados a la producción de alimentos, cosméticos y fármacos.

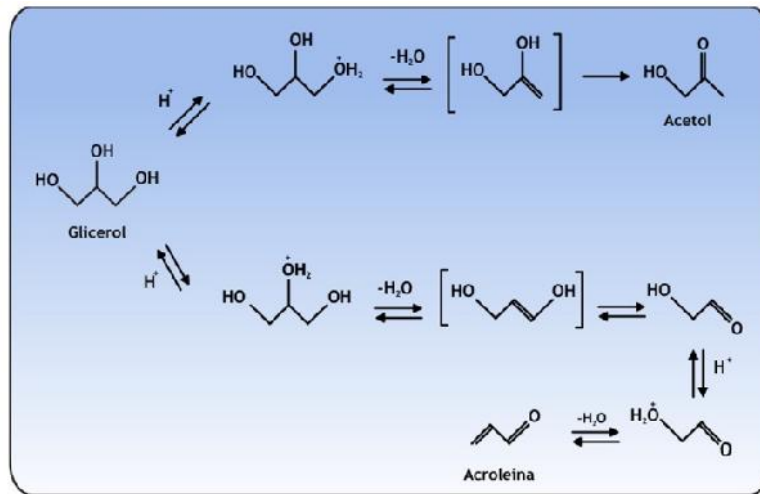


Figura 1.8. Formación de acetol y acroleína en medio ácido por deshidratación del glicerol.

Las ventajas de la esterificación de AG es que se trabaja a temperaturas bajas y permite sintetizar MG de composición definida partiendo de ácido graso. Por otro lado, un gran inconveniente es la generación de agua durante el proceso lo que hace que el proceso sea de poca aplicación práctica.

### 3) *Transesterificación de triglicéridos*

En este proceso, también llamado glicerólisis de triglicéridos, se tratan TG con glicerina y un catalizador básico para producir monoglicéridos y diglicéridos.

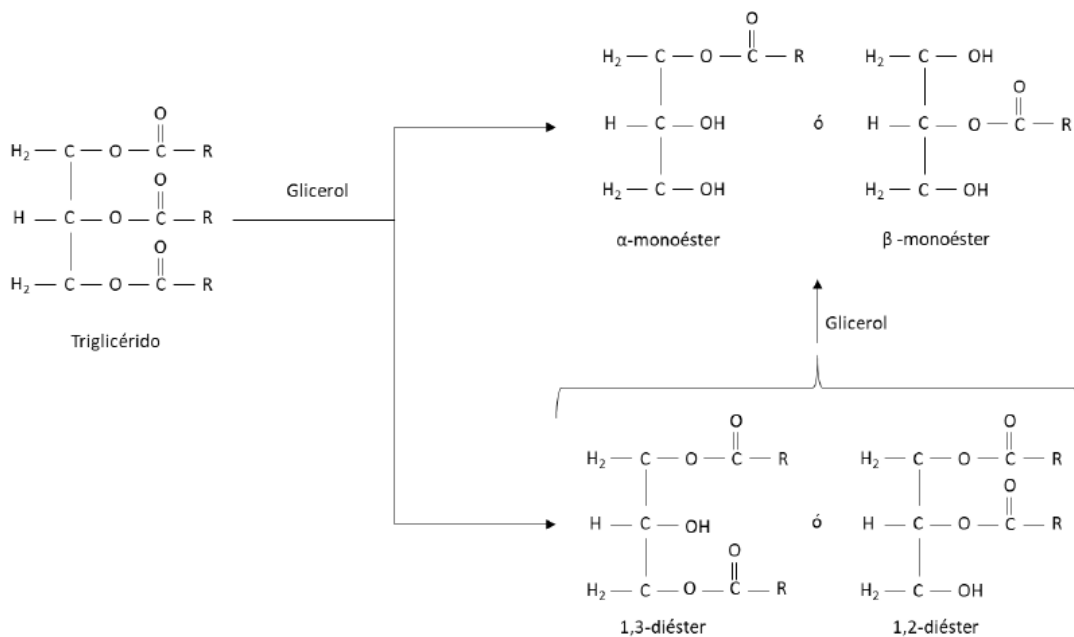


Figura 1.9. Esquema general de la glicerólisis de triglicéridos.

La reacción es reversible y, por lo tanto, se debe usar un exceso de glicerol para desplazar el equilibrio hacia la formación de monoglicéridos. Para favorecer la reacción se trabaja a temperaturas entre 120-260 °C. Esto se debe a que la solubilidad del glicerol en



los TG es baja. Las temperaturas elevadas provocan la degradación de los componentes de la mezcla. A estas temperaturas la presencia de aire puede aumentar los valores de acidez y de índice de peróxidos, por lo que se emplea nitrógeno para inertizar el medio.

Actualmente es el proceso más empleado para la producción de monoglicéridos. La gran desventaja de la transesterificación de TG es que no permite obtener MG con una distribución definida de ácidos grasos.

#### 4) Transesterificación de ésteres metílicos de ácidos grasos

La transesterificación de ésteres metílicos de ácidos grasos (FAME) con glicerol origina monoésteres del glicerol, sin embargo la reacción puede continuar dando origen a diésteres y triésteres del glicerol como productos secundarios.

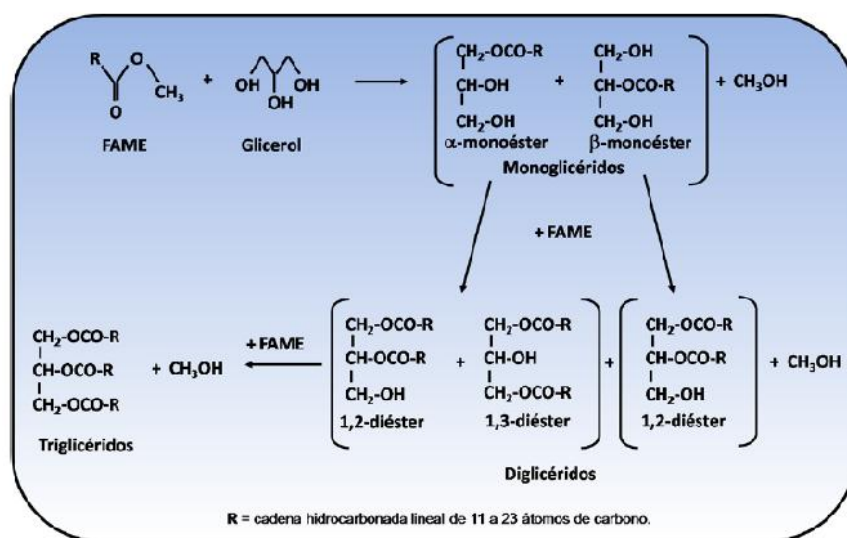


Figura 1.10. Esquema de reacción de transesterificación de ésteres metílicos de ácidos grasos con glicerol.

Para desplazar el equilibrio favoreciendo la producción de monoglicéridos se trabaja con un exceso de glicerol y efectuándose la remoción de metanol formado como subproducto. Los ésteres metílicos de ácidos grasos comúnmente empleados son derivados de ácidos grasos de 12-18 átomos de carbonos, saturados e insaturados, de origen animal y/o vegetal.

Como punto a favor, la transesterificación de FAME se lleva a cabo a temperaturas más bajas que en el proceso con TG, debido a que los FAME no presentan una solubilidad tan baja con el glicerol. Además, la transesterificación de TG no permite obtener MG con una distribución definida de ácidos grasos como sí lo permite la transesterificación de FAME. Otra ventaja es que los ésteres metílicos de ácidos grasos son obtenidos por metanólisis de triglicéridos, un proceso que preserva la energía; son fáciles de purificar y menos corrosivos que los ácidos grasos. El aspecto negativo está dado por el costo de los FAME, que es mayor que los aceites o los ácidos grasos, empleados en las otras rutas de síntesis.

Considerando el análisis de las distintas alternativas se encuentra que la transesterificación de FAME es la más ventajosa. Sin embargo, se debe tener en cuenta

que en el proceso principal del proyecto (producción de ácidos grasos) no se trabaja con ésteres metálicos de ácidos grasos por lo que implicaría la adquisición o producción de los mismos. Por este motivo se decidió que el método más conveniente es la glicerólisis de TG, que es el de mayor aplicación industrial. Se va a continuar con el análisis de este proceso utilizando aceite de soja usado (materia prima del proceso principal) y la glicerina que se genera como subproducto en la formación de AG. La reacción se lleva a cabo en fase líquida generalmente en un reactor tanque agitado en forma discontinua por catálisis básica.

Una vez obtenidos los productos del proceso de glicerólisis, puede llevarse a cabo una purificación para conseguir la pureza necesaria. La decantación de fases es un proceso potencial a desarrollar, junto con operaciones que colaboran para la estabilidad del producto (color, sabor). Además, debe tenerse en cuenta la separación del catalizador usado para llevar a cabo la reacción, que puede incluir un proceso adicional.

## **1.5. Productos finales: Ácidos grasos fraccionados**

Los productos finales a obtener en el presente proyecto dependen de la composición de nuestra materia prima. A continuación se mencionan las características principales de los productos a obtener, así como un análisis del mercado nacional y mundial de los ácidos grasos fraccionados. Es importante resaltar que si bien sólo se venden ácidos linoleico y oleico, se hace mención a la totalidad de los ácidos que conforman la materia prima.

### **1.5.1. Características de los ácidos grasos obtenidos**

#### **Ácido linoleico**

Es un ácido graso esencial de la serie omega 6 que el organismo no es capaz de sintetizar, por lo tanto, es necesario incluirlo en la dieta de los seres humanos. Su fórmula química es  $C_{18}H_{32}O_2$ . La estructura de ALC más común que existe en la naturaleza, corresponde a la configuración del isómero 9c (cis), 11t (*trans*). Dentro de sus propiedades físicas, se destaca su densidad ( $\rho = 0.9 \frac{kg}{m^3}$ ), su masa molar ( $PM = 280.24 \frac{g}{mol}$ ) y punto de fusión (-5 °C).

Dentro de las propiedades nutricionales y biológicas más importantes se destacan: su efecto hipocolesterolémico y antiaterogénico (disminución de la presión arterial), su acción inmuno-estimulante, la protección que ofrece contra cierto tipo de cánceres, su función antioxidante y la participación en la reducción de peso corporal.

Éste ácido será aquel del cual se espera obtener una mayor producción, debido a que es el principal ácido graso presente en la materia prima. Su obtención es importante para su utilización como materia prima en la industria oleoquímica y farmacéutica.

Dentro de los diversos usos que puede tener dicho ácido, se encuentra su aplicación en el área de la industria como en el área de la salud a través de su ingesta en alimentos. Entre ellos se destacan:

- Fabricación de aceites de secado rápido: Utilizados en la fabricación de pinturas al óleo o barnices.
- Elaboración de productos de belleza: Posee efectos benéficos en la piel, por ende se utiliza para elaborar productos faciales orientados a la cosmética.

- Fabricación de productos nutricionales: Se han elaborado a escala industrial muchos productos alimenticios como suplementos, aceites vegetales comestibles, alimentos para bebés, para mascotas, leche maternizada, entre otros.

A nivel mundial, se encuentran diversas empresas que producen dicho ácido y lo venden en forma líquida (barriles) o en escamas, como por ejemplo Cailà & Parés y Mateos S.L, empresas españolas líderes en la producción de ácido linoléico. La pureza del ácido varía desde un porcentaje medianamente alto (ronda el 70%) hasta niveles muy elevados (superior al 95%). Las diferencias radican en el tipo de mercado al que está apuntado el producto para ser vendido. En el presente proyecto se buscará obtener una pureza de ácido linoleico que ronde entre el 70 y 75%, siendo comercializado con el ácido linoléico como fue dicho anteriormente.

### Ácido palmítico

Es el ácido graso saturado más presente en el ser humano, y a su vez el menos saludable ya que aumenta los niveles de colesterol. Su fórmula química es  $C_{16}H_{32}O_2$ , es prácticamente insoluble en agua pero soluble en éter, cloroformo y alcohol (solventes orgánicos). Es un producto sólido a temperatura ambiente, blanco con ligera tonalidad amarillenta, prácticamente inodoro. Dentro de sus principales propiedades físicas se destacan: densidad ( $\rho = 850 \frac{kg}{m^3}$ ) y masa molar ( $PM = 256.4 \frac{g}{mol}$ ), punto de congelación (45-55 °C) dependiendo del grado de hidrogenación y contenido de ácido esteárico. Es importante resaltar que dicho ácido tiene un efecto adverso en la salud humana, pues es uno de los responsables de la aparición y desarrollo de la metástasis, debido a la producción de una proteína que propaga la enfermedad por el cuerpo humano.

### Ácido oleico

Es un ácido graso monoinsaturado de la serie omega 9 cuya fórmula química es  $C_{18}H_{34}O_2$ . Es la segunda especie mayoritariamente presente en la materia prima del proyecto, por lo tanto se espera obtener una interesante cantidad del mismo. Su estado es líquido, oleoso e incoloro que puede llegar a volverse de color amarillo o café al exponerse con el aire. Es insoluble en agua pero es soluble en éter, benceno, alcohol y otros disolventes de origen orgánico. Por enfriamiento se solidifica y se funde a 14 °C. Otras propiedades físicas a destacar son: densidad ( $\rho = 895 \frac{kg}{m^3}$ ) y masa molar ( $PM = 282.47 \frac{g}{mol}$ ), mientras que si produce una variación en la temperatura puede liberar ciertos vapores que generan irritación en los ojos, en la piel y vías respiratorias.

El ácido oleico forma parte de la dieta convencional humana por medio del consumo de grasa animal o aceites vegetales, lo que está asociado con la disminución de las lipoproteínas de alta intensidad. También es responsable de la hipotensor (baja presión arterial), la protección cardiovascular, la disminución del colesterol malo o LDL como también de los triglicéridos en las vías sanguíneas. A su vez reduce la resistencia a la insulina y minimiza el riesgo de padecer artritis reumatoide. Incrementa el desarrollo de los linfocitos lo que aumenta el sistema defensivo. Es un ingrediente fundamental en la elaboración de vitaminas B-1, K y E. Por último cabe destacar su rol protagónico para combatir y reducir la obesidad.

Respecto a sus usos, el ácido oleico se utiliza como lubricante en las industrias

metalúrgica, textil y del petróleo. En la industria agroquímica y química se utiliza como aditivo para mejorar las características de algunos productos, por ejemplo en la industria de los fertilizantes mejorando bioestimulantes, fungicidas y herbicidas. Aunque en menor proporción, la industria cosmética consume el ácido oleico para una variada gama de aplicaciones, como mantener humedad de espumas de afeitado, mejorar detergencia en shampoos, entre otros. Esto se debe al gran poder antioxidante que posee dicho compuesto. Junto con su sal de sodio es un componente vital para la elaboración del jabón como un agente emulsionante y como emoliente.

Respecto a su comercialización, Materia Hnos. produce oleico entre 68-84% de pureza, cuya forma de comercialización es a través de envasados (tambores recubiertos con pintura epoxi con capacidad 190 kg de ácido graso) o a granel (en contenedores "isotanks" de 20 toneladas, o en camiones tanque de 7 ó 25 toneladas). Además, la empresa española Mateos SL produce este ácido al 70% en forma líquida, almacenados en tanques cisterna o contenedores IBC. Otra empresa que comercializa este ácido es protoKimica, de origen colombiano.

### Ácido esteárico

Es un ácido graso saturado que está presente en la gran mayoría de aceites y grasas animales y vegetales. Su fórmula química es  $C_{18}H_{36}O_2$ , que corresponde al ácido monocarboxílico saturado de cadena lineal con 18 átomos de carbono. Sus propiedades físicas sobresalientes son: punto de fusión ( $69.3\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), densidad ( $\rho = 941\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ ) y masa molar ( $PM = 284.48\frac{\text{g}}{\text{mol}}$ ). Es un ácido sólido a temperatura ambiente, generalmente blanco con ligera tonalidad amarillenta, prácticamente inodoro. Su punto de congelación oscila entre  $55 - 65\text{ }^{\circ}\text{C}$  en función del contenido y su grado de hidrogenación.

En la industria del caucho, los 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 (acelera el proceso de vulcanización). Algunos estearatos son utilizados por la industria polimérica, como lubricantes, agentes antiestáticos y agentes desmoldantes. El ácido esteárico utilizado en la fabricación de velas mejora la apariencia, luminosidad, durabilidad y desmoldado. En crayones, provee mejor dispersión de tinturas, mejor absorción y retención en el papel, entre otras.

### Ácido linolénico

Es un ácido graso poliinsaturado que puede ser parte de la serie omega 3 (el isómero  $\alpha$ ) u omega 6 (el isómero  $\gamma$ ), según sea el isómero correspondiente. Su fórmula química es  $C_{18}H_{30}O_2$ , es un producto amarillento pastoso a temperatura ambiente (punto de congelación sobre  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ ). Se trata de un óleo bastante apreciado debido a las propiedades que posee, principalmente en productos de limpieza, como por ejemplo detergentes. Además, también posee utilidades en la industria química o en la farmacéutica. El ácido linolénico es una materia prima para resinas alquídicas de secado al aire (por ejemplo, pinturas para interiores y exteriores), ésteres de epoxi, aceite uretanado, humectantes para pigmentos, secativos (sales de cobalto, plomo y de manganeso), espesantes, jabones blandos, emulsificantes (bajo forma de amida), alcoholes grasos y aminos para detergentes, estabilizantes (para resinas epoxi), entre muchos otros.

No es un ácido que se esperará obtener en gran proporción en el proyecto, debido a que sólo representa un 3% en peso de la materia prima. Sin embargo, cabe destacar que este aceite es de gran interés en el campo dietético y nutricional debido a que se trata de un ingrediente de gran valor para el cuidado del organismo.

Por último, respecto a su venta y comercialización, la empresa Cailà & Parés produce y vende ácido linolénico en bidones de 180 Kg, contenedores de 850 Kg, o en cisterna a granel.

Para informar el precio de venta de cada ácido, se colocarán dos tablas a continuación, cada una de ellas indica la fuente de donde se extrajo la información y el precio del producto. Ambas son fuentes internacionales que muestran los precios mundiales de cada producto (ver Tablas 1.4 y 1.5).

Tabla 1.4. Precio de venta de los ácidos grasos fraccionados según la ITC (Centro de Comercio Internacional).

Fuente	Producto	Precio (U\$S/tonelada)	
		Precio de exportación (U\$S/ton)	Precio de importación (U\$S/ton)
ITC	Ácido Oleico (75%)	1030	1145
	Ácido Linoleico (> 90%)	1997	2353

Tabla 1.5. Precio de venta de los ácidos grasos fraccionados según Oleoline.

Fuente	Producto	Precio (U\$S/tonelada)
Oleoline	Ácido Oleico (75%)	1030

La Tabla 1.4 muestra el precio del ácido linoleico con una pureza superior a la que se desea obtener el ácido. A su vez, la fuente ITC no detalla la composición restante del producto, por lo que se buscó un precio del ácido que tenga una pureza menor. Ante la falta de datos certeros y precisos, se decidió aproximar un valor de precio de venta del ácido linoleico. Se reduce un 25% el precio ya que su pureza decrece y se comercializa junto a otro ácido en una mezcla. Por lo tanto, el precio de exportación es:

$$\text{Ácido Linoleico (70 - 75\%) y Linolénico} = 1498 \text{ U\$D/ton}$$

La aproximación efectuada recientemente posee un error al no obtener datos fehacientes del precio de venta del ácido a una pureza menor. No obstante, para representar de manera verdadera los futuros ingresos por venta que tenga la planta, resultó indispensable realizar la reducción del precio.

### 1.5.2. Análisis del mercado

Hasta aquí, se realizó una descripción de todos los productos finales a obtener. Por lo tanto, en los siguientes párrafos se analizará brevemente el comercio mundial de ácidos grasos, de acuerdo a datos proporcionados en fechas recientes. Toda la información colocada a continuación se basa en las publicaciones realizadas por la consultora internacional LMC®.

Introduciéndose en el tema, puede observarse en el siguiente gráfico cómo ha evolucionado el mercado de ácidos grasos en los últimos años, en referencia al precio de venta de los mismos.

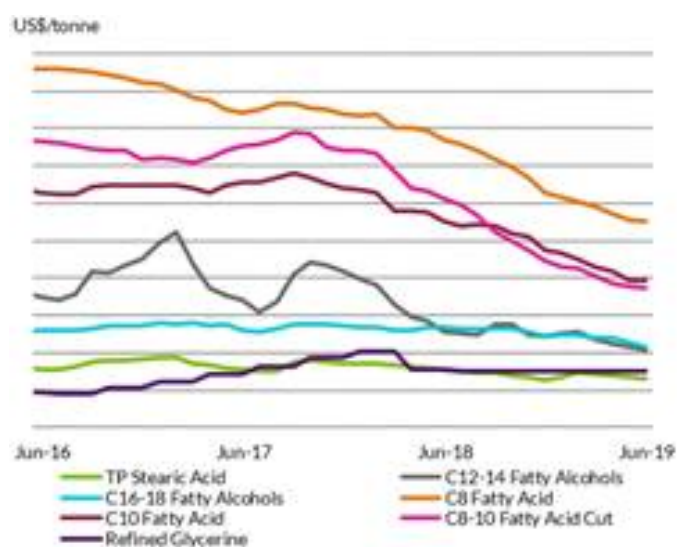


Figura 1.11. Evolución del precio de ácidos grasos expresado en U\$/tonelada.

Se observa que todos los precios fueron disminuyendo con el correr de los años de manera progresiva, excepto para los ácidos grasos C12-14 que mostraron una leve recuperación entre 2016 y 2017.

Por otra parte, analizando la evolución de la industria de ácidos grasos con el correr de los años, puede determinarse que el crecimiento se ha ralentizado, específicamente en Europa y Norteamérica. Argentina, enmarcada dentro de Sudamérica, se visualiza como uno de los líderes en producción de ácidos grasos, aumentando su producción año tras año. Esto permite pensar que nuestra planta, localizada en Argentina, puede verse beneficiada dado que la región es líder en producción. Los beneficios son variados y pueden analizarse desde diferentes ópticas. Sin embargo, en la decisión final sobresale la disponibilidad de materia prima en la región, la existencia de empresas líderes en producción para establecer lazos comerciales. La figura 1.12 visualiza dicho comportamiento.

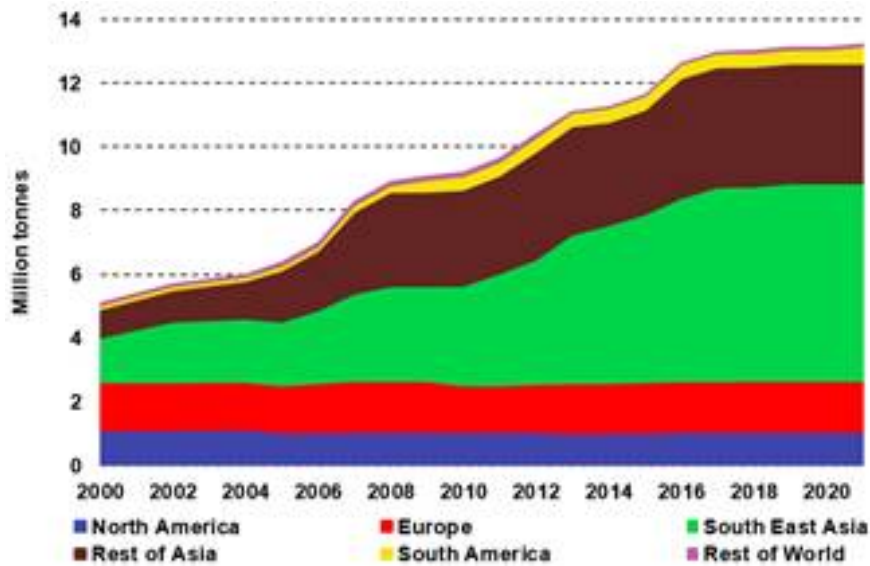


Figura 1.12. Capacidad de producción (millones toneladas) de las distintas regiones.

Si se realiza un estudio minucioso de las empresas más relevantes de ácidos grasos, puede observarse la fragmentación en el mercado de los mismos. Esto permite obtener una visión general sobre los potenciales competidores en la venta de nuestro producto final.

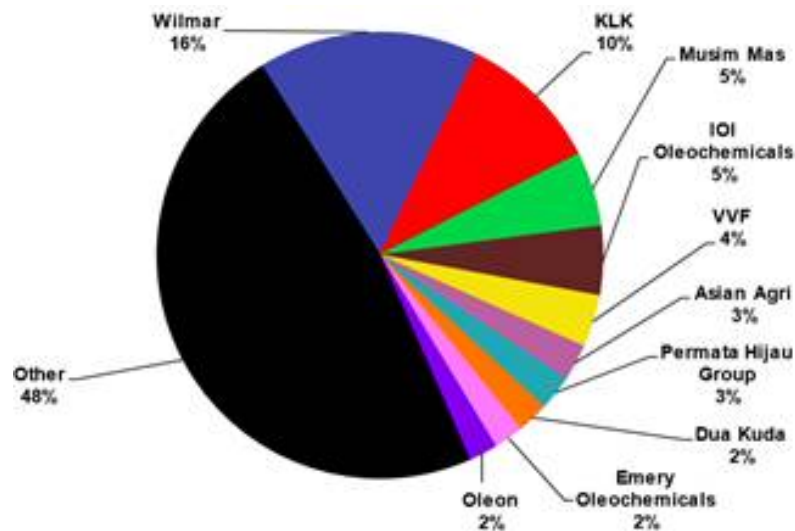


Figura 1.13. Fragmentación de las principales empresas productoras de ácidos grasos.

Realizando un análisis sobre el mercado de ácidos grasos entre los años 2015 y 2017 (Figura 1.14), puede destacarse que más de la mitad de la producción se basa en ácidos grasos industriales, y sólo el 15% se destina a la producción de ácidos grasos fraccionados (producto de interés en el presente proyecto). Por lo tanto, se debe definir de manera clara y precisa el posicionamiento del producto en dicho mercado.

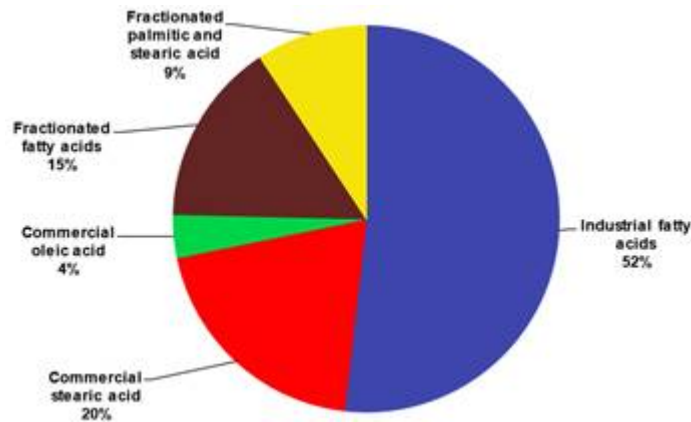


Figura 1.14. Mercado de ácidos grasos mundial.

Es válido aclarar que dichos datos excluyen los comercios de ácidos grasos en los Estados Unidos y la Unión Europea, para los cuales existe una gran producción nacional. Por lo tanto, el diagrama es una distorsión del mercado completo.

Remitiéndose a la actualidad, y trazando un paralelismo con la Figura 1.12, en la Figura 1.15 se podrá visualizar el notable incremento de la demanda de ácidos grasos, dividida en distintos sectores. Específicamente, en 2018, la demanda aumentó en un 3% a 10 millones de toneladas.

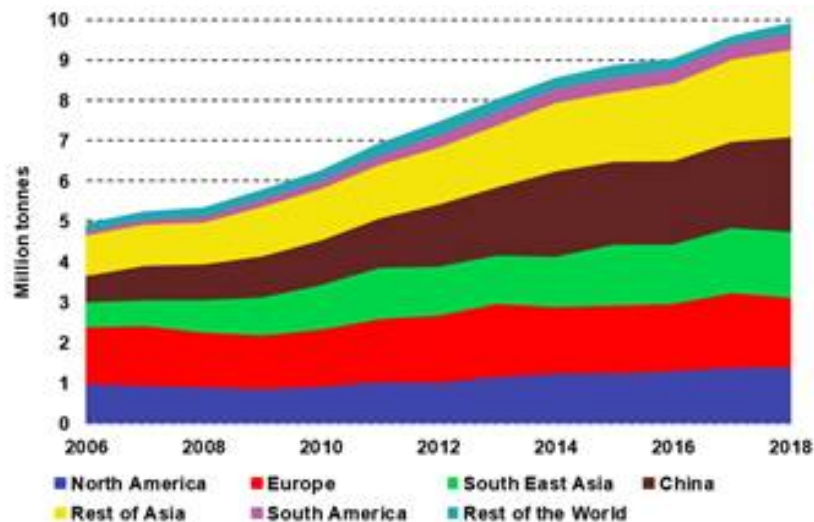


Figura 1.15. Crecimiento de la demanda mundial de ácidos grasos a través de los años.

Proyectando hacia 2022, se estima que las tasas de utilización, capacidad y producción de las empresas productoras de ácidos grasos aumentarán al 85%, observando con optimismo la implementación del proyecto (Figura 1.16).



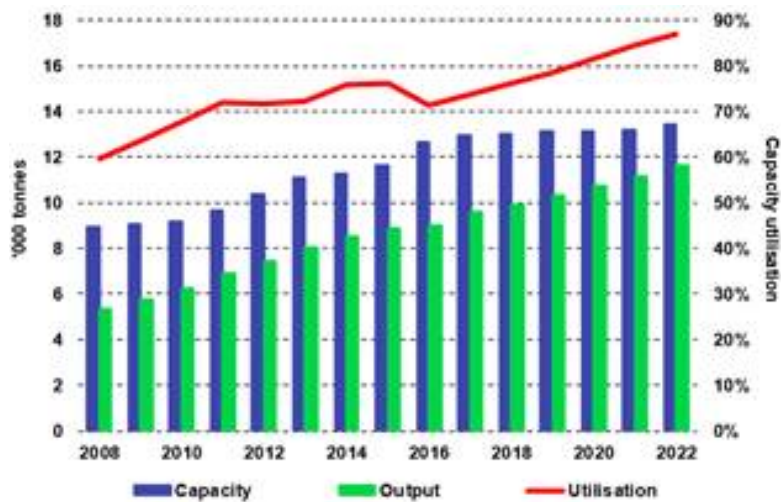


Figura 1.16. Proyección de diferentes aspectos hacia 2022.

Dentro del comercio de ácidos grasos, se puede observar que hubo un fuerte crecimiento en la demanda de ácidos grasos fraccionados, respecto de otros ácidos, a modo comparativo. La Figura 1.17 ilustra dicha tendencia:

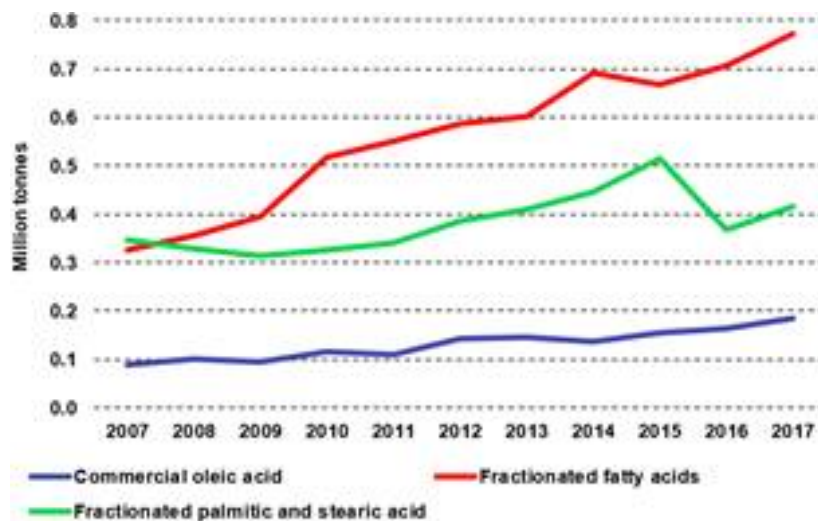


Figura 1.17. Crecimiento mundial en la demanda de ácidos grasos fraccionados en la última década.

Dicho gráfico es de gran importancia para el presente proyecto, ya que se puede proyectar un crecimiento sostenido en la demanda de ácidos grasos fraccionados, el producto principal que se elaborará.

Culminando con el análisis, se dispondrá de dos gráficos (Figuras 1.18 y 1.19) donde se observan los derivados que poseen los ácidos grasos fraccionados y los diversos usos y aplicaciones de dicho producto, respectivamente.

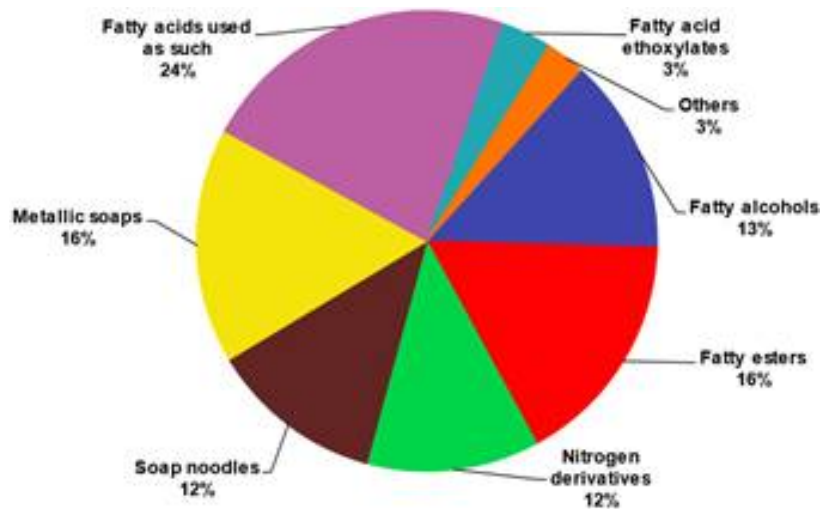


Figura 1.18. Derivados de los ácidos grasos fraccionados.

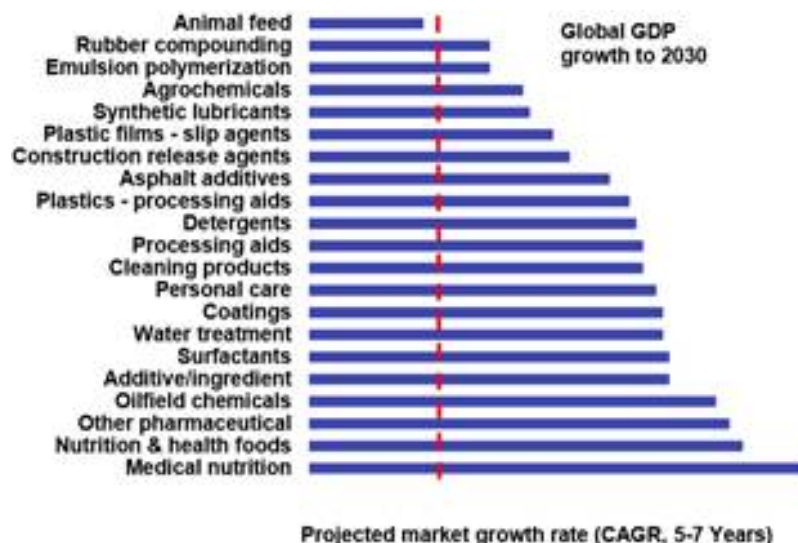


Figura 1.19. Usos y aplicaciones de los rubros de ácidos grasos en comparación con el PBI mundial.

A su vez, la Figura 1.19 proyecta la tasa de crecimiento del mercado de ácidos grasos a 10 años respecto del crecimiento del PBI mundial en la misma cantidad de años. Aquí sobresale el crecimiento en la demanda de nutrición medicinal, que sobrepasa el crecimiento del PBI mundial. Por lo tanto, una vez que se produzcan los ácidos grasos fraccionados y deba comenzarse a comercializar, las Figuras 18 y 19 pueden ser de utilidad para visualizar los rubros o sectores que requieren de dicho producto.

Por otra parte, en referencia al mercado nacional de ácidos grasos, se destaca a la empresa Materia Hnos. como la productora líder en el rubro. La diferencia sustancial es que la empresa se basa en el sebo vacuno como materia prima preponderante. Realizando una breve descripción del potencial competidor que tendría nuestra planta, se destacan las siguientes consideraciones. Posee un predio de 8 hts. y 20.000 m<sup>2</sup> cubiertos, con producción propia 4.000 kw/hora de generación de energía, secciones de fundición de sebo y destilación fraccionada, plantas de fraccionamiento, hidrogenación y envasado con envasadora automática de 8.000 kg/hora. Su producción ronda las 70.000 toneladas al año

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

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

### **1.5.3. Especificación de los productos**

Concluyendo con el apartado, resulta importante definir la especificación de los productos a obtener (ácido linoleico-linolénico y oleico). Dicha definición tiene en cuenta los principales usos de cada producto, es decir, para qué se utiliza cada ácido, además del requerimiento de pureza que debe tener el producto para su uso. Recordando los conceptos:

- **Ácido linoleico:** Grado de pureza para el sector industrial y aplicaciones alimenticias (70-75%). Se comercializa junto con el ácido linolénico en una mezcla.
- **Ácido oleico:** Se obtiene en la industria en un porcentaje de pureza entre 68 y 84% para luego usarlo en las industrias cosméticas, textil, metalúrgicas (aproximadamente 75%).

El objetivo de la producción de dichos ácidos fraccionados es obtener una especificación cercana a la mencionada, con el fin de poder competir con las empresas productoras y posicionar el producto en las industrias que utilizan los ácidos. Además, se proyectará vender los ácidos grasos a un precio similar al establecido por el mercado mundial, con el fin de establecer el producto en el mismo y poder competir con los principales exportadores. Por último y no menos importante es definir el destino de los productos obtenidos. Se apunta a vender los ácidos grasos al mercado nacional dado que los requerimientos de los ácidos fraccionados en diversas industrias es considerable. Además, se aprovecha que la empresa Materia Hnos exporta la gran mayoría de sus productos, intentando posicionar a la planta como una alternativa a la mencionada recientemente.

### **1.6. Productos secundarios: Mezcla de monoglicéridos y diglicéridos**

Las mezclas de MG y DG son utilizadas como agentes emulsionantes para aceites, grasas, disolventes y ceras, proporcionando emulsiones estables en una fase acuosa. Son de gran uso en la industria alimenticia, farmacéutica y cosmética.

El principal uso de las mezclas de mono y diglicéridos en Argentina es en la industria alimenticia. Son ampliamente utilizados como emulsionantes en la industria debido a que permiten estabilizar emulsiones en margarinas y aderezos, controlar la textura en pan y postres. A su vez, actúan en la evolución de la masa en pan, en la aereación en pasteles y helados, y como humectantes en alimentos de preparación instantánea. Por otro lado, debido a que aumentan la permeabilidad de la piel, lo que facilita la penetración de drogas y principios activos, son empleados en el desarrollo de productos cosméticos, odontológicos y farmacéuticos

Según la instrucción para emulsionantes de la Organización Mundial de la Salud, correspondiente al código E.E.C.: E471, el contenido de monoglicéridos y diglicéridos debe

ser al menos de 70 % p/p y el de monoglicéridos no debe ser menor a 30 % p/p. Además, no debe haber más de 3, 7 y 10 % de ácidos grasos, glicerol libre y triglicéridos, respectivamente, en productos como pan, helado y margarina. Por lo tanto, para cumplir con el código, la producción de la mezcla debe contener al menos, un 30% de monoglicéridos y un 70% de ambos. Luego, de acuerdo al requerimiento de pureza que solicite el comprador, se establecerá la especificación de calidad.

El precio de este producto se encuentra entre U\$D 1.5-10.0/kg, dependiendo de la pureza y la cantidad comprada. Siendo más precisos en el valor, se estima que un precio de venta considerable ronda los 1220 U\$D/tn. En Argentina, los MG proceden en gran parte de la importación, provenientes de países productores tales como India, Malasia, Bélgica, China, Estados Unidos y Brasil. En el marco mundial los principales fabricantes son Lonza, Oleon, Bunge, Corbion, Estelle Chemicals, Parchem, Hangzhou GengYang Chemical Materials, Hangzhou Fuchun Food Additive.

A nivel nacional, se han encontrado dos empresas productoras: ALPHA C.I.S.A - División Emulsionantes y AIT Argentina, que comercializan dicha mezcla de acuerdo a los porcentajes de pureza. Por ejemplo, ALPHA comercializa dos tipos de productos:

- Mono-diglicéridos (40%): Preparado por la esterificación de ácidos grasos hidrogenados con glicerina, se vende en bolsas de 25 kg a granel y se utiliza principalmente en panadería (grasas hidrogenadas, dulces, panificados) y cafetería (mejora la emulsión).
- Monoglicéridos destilados (95%): Son obtenidos por la destilación molecular de mono-diglicéridos producidos por la transesterificación de triglicéridos con glicerina. Vienen envasados en cajas de cartón con bolsa de polietileno de 20 Kg. Principalmente se usa en la industria alimentaria (Pastas frescas, puré de papas, cereales, margarinas, helados, dulce de leche, manteca de maní).

Haciendo hincapié en el mercado nacional de los glicéridos, ya se adelantó que Argentina importa la gran mayoría de los emulsionantes. Por lo tanto, el objetivo es vender los productos en el país, apuntando al mercado nacional. De esa forma, se cubren las necesidades internas de consumo de estos compuestos. Además, se valoriza al glicerol, un subproducto de reacción de bajo valor comercial debido a la sobreoferta que posee.

### **1.7. Diagrama de bloques del proceso**

A continuación, se presenta un diagrama de bloques del proceso con el fin de facilitar la comprensión del proyecto a llevar a cabo.

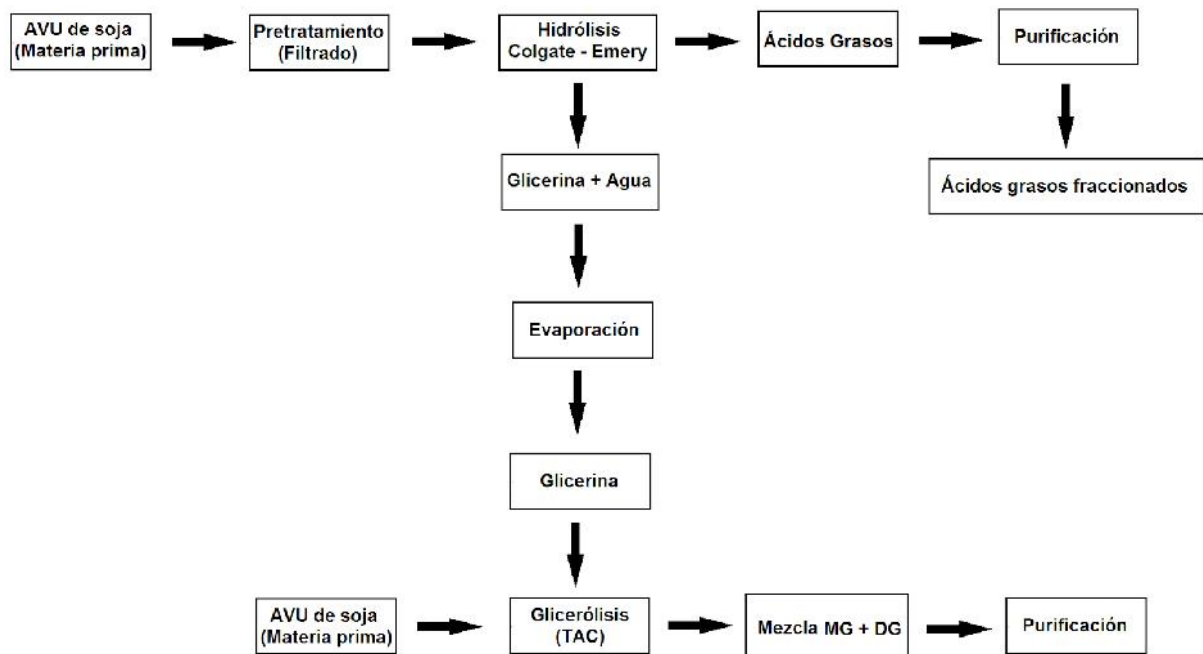


Figura 1.20. Diagrama de bloques de proceso.

## 1.8. Ubicación de la planta

Decidir la ubicación de la planta donde se llevará a cabo el proyecto requiere de una planificación estratégica que tendrá una influencia vital para las operaciones de la empresa.

### *Factores que intervienen en la localización de la planta*

Hay una amplia variedad de factores a considerar al momento de tomar una decisión acerca de la localización de la planta, entre ellos tendremos en cuenta aquellos que consideramos más importantes:

#### ❖ Económicos

Disponibilidad de:

- Mano de obra
- Materia prima
- Insumos y suministros
- Terrenos

#### ❖ Comerciales

Proximidad a:

- Mercados de productos
- Mercados de materias primas
- Facilidad de exportación

#### ❖ Infraestructura

Disponibilidad de agua, energía eléctrica, combustibles, etc.

#### ❖ Operacionales

Existencia y características de:

- Parques industriales
- Facilidad para la eliminación de desechos
- Rutas, puertos, aeropuertos, etc.

Se considera que el factor más importante a tener en cuenta para tomar una decisión en esta instancia es la localización de la empresa que nos provee la materia prima. Como ya se mencionó anteriormente, la misma provendrá de dos empresas principalmente: RBA ambiental y Sodir SRL, las cuales se ubican en Capital Federal y Provincia de Buenos Aires, respectivamente.

Por otro lado, se sabe que el producto terminado es de gran interés comercial, por lo tanto es importante que haya cercanía con las principales vías de comercialización. Las mismas serían rutas para el comercio nacional, y puertos en el caso de una posible expansión internacional.

La producción de ácidos grasos a partir de AVU, en principio, no generaría desechos de elevada toxicidad que requieran un tratamiento especial, por lo tanto, siempre y cuando se respeten las normativas impuestas por el ente gubernamental para el tratamiento de los residuos, no sería éste un factor decisivo.

En función de los equipos que se requerirán para el proceso de producción, será el tipo de mano de obra necesaria. En este proyecto, los equipos no son de alta complejidad ni requerirán de mano de obra calificada, por lo tanto, se considera que dicho factor tampoco será decisivo sobre la ubicación de la planta.

En cuanto a los servicios necesarios para la producción de ácidos grasos, no se requiere de ninguna instalación de servicios específica. Se debe disponer de agua potable, acceso a la red de gas natural y a la red eléctrica. Respecto a este último, puede que se requiera disponer de media tensión, en función del consumo de la planta, cuestión que se considerará a medida que avance el proyecto.

En función del análisis hecho de los distintos factores, se considera que la ubicación de la planta será dentro de uno de los varios parques industriales ubicados en la Provincia de Buenos Aires. Entre ellos, se destaca el Parque Industrial de Pilar, el más grande de Argentina, con fáciles accesos a las vías de comercialización y a la adquisición de la materia prima.

### **1.9. Justificación preliminar del proyecto**

Según lo analizado en este capítulo se puede concluir que la ruta más viable para obtener ácidos grasos a partir de aceite de soja es la hidrólisis. Para tener un enfoque más amigable con el medioambiente se plantea el proyecto utilizando AVU como materia prima. Nacionalmente las principales organizaciones encargadas de recolectar y vender aceites vegetales usados son RBA Ambiental y Sodir SRL. Ambas organizaciones tienen sede en la provincia de Buenos Aires lo que resulta beneficioso dado que facilita su adquisición. Es importante tener en cuenta que una vez adquirido el aceite usado se debe realizar un

pretratamiento antes de llevar a cabo la hidrólisis, el cual será estudiado y desarrollado más adelante en el presente trabajo.

En base a lo discutido anteriormente, la hidrólisis continua, a contracorriente, y a alta presión (Colgate-Emery) es el método que se continuará desarrollando para la obtención de AG. Es un proceso que presenta una gran eficiencia y cortos tiempos de reacción, pero que requiere trabajar a presión elevada y temperaturas controladas para evitar la polimerización de los productos.

Los ácidos grasos que se obtendrán en mayor proporción en esta operación son ácido linoleico y oleico. Los AG tienen un amplio mercado y una gran variedad de usos según el tipo y la calidad del producto obtenido. Los principales usos se encuentran en la industria alimentaria, farmacéutica, textil y cosmética. En el marco nacional la empresa que se encarga de producir algunos de estos ácidos grasos fraccionados de distintas purzas es Materia Hnos.

Además de los AG, como subproducto del proceso principal se obtiene glicerina. Este subproducto tiene un bajo precio comercial ya que existe una gran producción mundial relacionada a la elaboración de biodiesel. Por tal motivo es importante su valorización y es con este objetivo que se producirá una mezcla de monoglicéridos y diglicéridos a partir del glicerol obtenido. En base a lo analizado en el presente capítulo, se decidió que el método más conveniente es la glicerólisis de TG ya que es el de mayor aplicación industrial. La materia prima que se utilizará en este proceso será, al igual que para el proceso principal, el aceite de soja usado. En cuanto a la comercialización del producto, se destaca que la mezcla de mono y diglicéridos se usa como emulsionante en diversas industrias de la que destaca la alimentaria como principal consumidora de dicha mezcla.

A lo largo del proyecto se estudiará en detalle cómo llevar a cabo los procesos propuestos y se profundizará en los equipos, catalizadores, condiciones de trabajo y tratamientos previos requeridos para cumplir los objetivos propuestos.

## **1.10. Bibliografía**

- Castellar, G., Angulo, E.R. y Cardozo, B.M. (2014). Transesterification vegetable oils using Heterogeneous catalysts. *Prospect*, 12(2), 90-104.
- Padrón Moreno, A. (2015). *Obtención de ácidos grasos a partir de aceite de coco, soya y canola mediante hidrólisis ácida* (Tesis de grado). Instituto Politécnico Nacional Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas, México D.F., México.
- Álvarez Serafini, M.S. (2018). *Valorización catalítica de aceites vegetales: síntesis de ésteres metílicos y monoglicéridos de ácidos grasos* (Tesis doctoral). Universidad Nacional del Sur, Bahía Blanca, Argentina.
- Ministerio de Agroindustria, Secretaría de Agregado de Valor, Subsecretaría de Alimentos y Bebidas (2014). Protocolo de calidad para aceite de soja (5). Recuperado de:  
[http://www.alimentosargentinos.gob.ar/HomeAlimentos/Sello/sistema\\_protocolos/Protocolo%20Aceite%20de%20Soja.pdf](http://www.alimentosargentinos.gob.ar/HomeAlimentos/Sello/sistema_protocolos/Protocolo%20Aceite%20de%20Soja.pdf)
- Ministerio de Agricultura, Ganadería y Pesca, Presidencia de la Nación (2020). Precios diarios. República Argentina. Recuperado de:  
[https://www.magyp.gob.ar/sitio/areas/ss\\_mercados\\_agropecuarios/areas/granos/archivos/000056\\_Precios%20Locales/000061\\_Resumen%20Diario%20de%20Cotizaci](https://www.magyp.gob.ar/sitio/areas/ss_mercados_agropecuarios/areas/granos/archivos/000056_Precios%20Locales/000061_Resumen%20Diario%20de%20Cotizaci)

[ones/000001\\_Resumen%20Diario%20de%20Cotizaciones%20-%20Comparativo%20Mensual.php](https://www.bcr.com.ar/es/mercados/investigacion-y-desarrollo/informativo-semanal/noticias-informativo-semanal/fotografia-del)

- Bolsa de comercio de Rosario (2019). Fotografía del mercado mundial y local del aceite de soja. Argentina. Recuperado de: <https://bcr.com.ar/es/mercados/investigacion-y-desarrollo/informativo-semanal/noticias-informativo-semanal/fotografia-del>
- Ministerio de Hacienda, Presidencia de la Nación. (2019). Informes de cadenas de valor. Recuperado de: [https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/sspmicro\\_cadenas\\_de\\_valor\\_soja.pdf](https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/sspmicro_cadenas_de_valor_soja.pdf)
- RBA Ambiental. Argentina. Recuperado de: <http://www.rba-ambiental.com.ar/>
- Sodir SRL. Argentina. Recuperado de: <https://sodirsrl.negocio.site/>
- Organismo Provincial para el Desarrollo Sostenible, Gobierno de la Provincia de Buenos Aires. Programa BIO. Argentina. Recuperado de: [http://www.opds.gba.gov.ar/planbio/programa\\_bio](http://www.opds.gba.gov.ar/planbio/programa_bio)
- Departamento de Química Analítica, Facultad de Farmacia, Universidad de Sevilla (2018). Alteraciones de los aceites vegetales durante la fritura. Sevilla. Recuperado de: [https://idus.us.es/bitstream/handle/11441/82324/TFG\\_MariaLazaro.pdf;jsessionid=3A9A144C1341B5C8D780C963E7EAE869?sequence=1&isAllowed=y](https://idus.us.es/bitstream/handle/11441/82324/TFG_MariaLazaro.pdf;jsessionid=3A9A144C1341B5C8D780C963E7EAE869?sequence=1&isAllowed=y)
- Textos Científicos (2005). Procesamiento de los ácidos grasos. Recuperado de: <https://www.textoscientificos.com/quimica/acidos-grasos/procesamiento>
- Aldana, A.F, Bustillo, J.A., Urueta, J.C y Bula A.J (2018). Computational Fluid Dynamics of the Soybean Oil Hydrolysis under Subcritical Water Conditions in a Stirred-Tank Reactor. *Información Tecnológica*, 29(5).
- Román, M.G. (2005). *Hidrólisis enzimática de triglicéridos en emulsiones o/w. Aplicación a formulaciones detergentes* (Tesis doctoral). Universidad de Granada, Granada, España.
- Cailà & Parés. Ácido Linoléico ¿Qué es el Ácido Linoléico?. Barcelona, España. Recuperado de: <https://cailapares.com/acido-linoleico/>
- Bailey, A.E. (1984). *Industrial Oil and Fat Products*, Second Edition. Nueva York, EU. Interscience Publishers Inc.
- Textos científicos. Procesamiento de los ácidos grasos. Recuperado de: <https://www.textoscientificos.com/quimica/acidos-grasos/procesamiento>
- Tyagi, V.K. y Vasishtha, A.K. (1996). Changes in the Characteristics and Composition of Oils During Deep-Fat Frying. Department of Oil and Paint Technology, H.B. Technological Institute, Kanpur, India.
- Riveros Medina, D.C. (2005). *Estudio de la hidrólisis del crudo de aceite de palma africana empleando como catalizador de lipasa de la c. rugosa* (Tesis de grado). Universidad de lo Andes, Bogotá, Colombia.
- Centro de Investigación en Palma de Aceite (Cenipalma) (2008). Tecnologías para la obtención de oleoquímicos provenientes del aceite de palmiste.
- Perez, W.A., Echeverri, D.A y Ríos, L.A (2015). Synthesis and Characterization of Hydrotalcite Catalysts Doped with Fe<sup>3+</sup> for the Production of Monoglycerides and Diglycerides of Soybean Oil. *Información Tecnológica*, 26(2).
- Alpha C.I.S.A. Nuestros Productos. Córdoba, Argentina. Recuperado de: <http://www.alphacisa.com.ar/productos.html>
- Ferreti, C.A. (2010). *Valoración catalítica de glicerol: síntesis de monoglicéridos* (Tesis doctoral). Universidad Nacional de Litoral, Argentina.



- Sanhueza, J.C., Nieto, S.K. y Valenzuela A.B. (2002). Conjugated linoleic acid: a trans isomer fatty acid potentially beneficial. *Revista Chilena de Nutrición*, 29(2).
- Matheos, S.L.. Valladolid, España. Recuperado de: <https://mateossl.es/>
- Cremer Oleo Division. Nuestros productos. Recuperado de: <https://www.cremeroleo.de/en/products.html>
- LMC International.(Octubre de 2018). The market Outlook for fatty acids.
- Oleoline. (6 de diciembre de 2019). Oleochemicals market prices.
- LMC International (2019). Oleochemicals Report 2019. Threats & Opportunities.
- International Trade Center. Trade Map: Trade statistics for international business development. Recuperado de: <https://www.trademap.org/Index.aspx>

## CAPÍTULO 2

# Estructura de la planta y balances de masa

## **2.1. Objetivos**

Los objetivos principales del presente capítulo son varios. En principio, se define la tecnología del proceso, que involucra las reacciones químicas involucradas en los procesos químicos más importantes. Además, se identifican las condiciones operativas de reacción como aspecto sobresaliente. Se definen las necesidades de tratamiento de la materia prima junto con los sistemas de purificación o acondicionamiento de los productos obtenidos.

Por otro lado, se diseña el diagrama de flujo de la planta, con el fin de conocer la cantidad total de equipos a utilizar. En adición, se presenta una breve descripción de las corrientes de entrada y salida del proceso, siendo identificadas apropiadamente. Se nombran las subplantas que posee todo el proceso químico en cuestión para completar el análisis.

Finalmente, se realiza el planteo de los balances de masa global y por componente de la planta, con el fin de calcular composiciones y caudales de las corrientes de proceso. A su vez, se define la capacidad de la planta, para conocer cuál es el caudal de materia prima a procesar y de producto obtenido.

## **2.2. Definición de la tecnología de proceso**

### ***2.2.1. Requerimientos de producción***

Previo al desarrollo del capítulo, es necesario informar las especificaciones de calidad de los productos obtenidos (ácidos grasos fraccionados y mezcla de mono y diglicéridos). En base a los análisis de mercado realizados en el Capítulo 1, se establecieron los valores de pureza requerida para que los productos del proyecto compitan en el mercado de ácidos grasos fraccionados. Como no es posible obtener un producto 100% puro, se establece un determinado rango de pureza requerida para cada mezcla rica en un determinado ácido graso. En la Tabla 2.1 se presentan las purezas que se apuntará a alcanzar a lo largo del capítulo.

Tabla 2.1 Valores de especificación de calidad de los productos de ácidos grasos.

<b>Mezcla de ácidos grasos rica en</b>	<b>Porcentaje másico</b>
Ácido linoleico - linolénico	70-75%
Ácido oleico	68-84%

Cabe destacar, que hay un ácido graso que se encuentra en menor proporción en la materia prima: el ácido linolénico. No se informa su valor de pureza ya que se pretende comercializar como producto de mezcla dentro del ácido linoleico que se encontrará en gran proporción. Por otro lado la mezcla de ácidos saturados no se comercializará, ya que no se justifica el costo económico que se requiere para obtener un producto de pureza que se adecue al mercado.

En cuanto a la mezcla de MG y DG, según lo especificado en el capítulo 1, en la instrucción para emulsionantes de la Organización Mundial de la Salud, correspondiente al código E.E.C.: E471, el contenido de monoglicéridos y diglicéridos debe ser al menos de 70 % p/p y el de monoglicéridos no debe ser menor a 30 % p/p. En este trabajo se buscará cumplir como mínimo con las especificaciones requeridas.

### 2.2.2. Acondicionamiento de materia prima

En referencia con el capítulo 1, la materia prima (aceite vegetal de soja usado) puede ser adquirida de dos empresas recolectoras de AVU: RBA Ambiental y Sodir SRL. El principal inconveniente radica en que la segunda empresa no realiza procesos de tratamiento de la materia prima una vez recolectada, sino que solamente se encarga de la recolección. Es por ello que se decide comprar el aceite de soja usado a RBA Ambiental, suponiendo que dicha empresa satisface la demanda necesaria para la producción propuesta de materia prima (5 ton/h). Si bien se realiza un pretratamiento al aceite, para garantizar un mejor producto final, se debe contar con una materia prima de buena calidad. Se propone realizar un filtrado gravitatorio común, cuya implementación final estará relacionada con la calidad del aceite de soja usado que se recibe.

Por otra parte, es importante destacar que la materia prima a utilizar contiene un porcentaje de compuestos polares a considerar. Éstos son aquellos triglicéridos que han sufrido algún proceso de degradación y por ende, cambiado sus características físicas y químicas (oxidación, degradación térmica y/o polimerización). Sirven como parámetro para conocer el grado de deterioro del aceite durante su proceso de fritura. Por lo tanto, como primera medida se informa la posible composición de la materia prima, de acuerdo a un trabajo realizado en Argentina (Tabla 2.2). El mismo refleja la composición del aceite de soja luego de 42 y 56 horas de fritura, sin embargo dicha prueba fue realizada con una proporción en partes iguales de aceite crudo y usado. Utilizando un criterio conservador, se informará el caso donde el aceite está expuesto una mayor cantidad de horas.

Tabla 2.2 Composición del aceite de soja luego de 56 horas de fritura.

Compuesto	Porcentaje másico (%)
Triglicéridos	75
Compuestos polares	22
Impurezas	3

A su vez, la Tabla 2.3 muestra a continuación la composición de dicha materia prima una vez realizado el proceso de fritura de 56 horas.

Tabla 2.3. Composición de ácidos grasos en aceite de soja usado.

Triglicéridos	Porcentaje másico (%)
Linoléico	52.7
Oleico	34
Palmítico	7.8
Esteárico	5
Linolénico	0.5

Respecto a los compuestos polares, su composición es muy variada ya que incluye diversos productos que han sufrido procesos de degradación. Sin embargo, se ha investigado en diversos trabajos y se puede concluir que dichos compuestos están conformados principalmente por mono y diglicéridos, ácidos grasos libres y diversos polímeros de cadena larga. Por lo tanto, una suposición correcta a priori consiste en no separar dichos compuestos y que sigan formando parte de la materia prima que ingresa al proceso principal. Aquí, cierto porcentaje de los compuestos polares egresan del proceso junto con el agua y glicerol formados (mono y diglicéridos) y otra parte, se encuentran junto con los ácidos grasos (ácidos grasos libres). Sin embargo, es válido resaltar que los otros compuestos presentes formarán parte de las impurezas de las corrientes, que luego estarán relacionados con la pureza de los productos finales obtenidos. A continuación se informará la composición de los compuestos polares como una estimación del porcentaje de cada uno en el AVU para luego incluir dichos términos en los balances de masa (Tabla 2.4).

Tabla 2.4. Composición de los compuestos polares.

Compuestos polares	Porcentaje másico (%)
Monoglicéridos	8
Diglicéridos	6
Ácidos grasos libres	2
Polímeros	6

Por último, si la materia prima recibida no es de buena calidad y se desea conocer cuáles son los porcentajes de componentes que afectan la calidad de la misma, podría efectuarse un análisis químico mediante cromatografía gaseosa o de adsorción. En el primero, puede determinarse el porcentaje de ácidos grasos libres, mientras que con el segundo método puede conocerse la composición de compuestos polares. Este análisis puede encargarse a un laboratorio que posea dichos equipos y trabaje con el material o bien puede realizarse en la planta a instalar. Esta última consideración está relacionada con la posibilidad de instalar los equipos pertinentes en una estación aparte de la planta, por lo que se incurre en un gasto adicional. Por lo tanto, dicho análisis se efectúa posteriormente, una vez conocida con exactitud la composición de AVU de soja que se recibe.

### **2.2.3. Reacción química principal: Hidrólisis**

Tal como se ha mencionado en el Capítulo 1, la reacción de hidrólisis a utilizar en el proyecto para la obtención de ácidos grasos será la denominada “Colgate-Emery”. Se trata de un proceso industrial continuo de división de grasas, que se lleva a cabo a elevadas temperaturas y presiones (240-260 °C y 700-725 psi). Aquí, ocurre una reacción con agua a contracorriente en una torre con intercambio de calor interno, que da como resultado eficiencias entre 95 y 98%.

El equipo convencional usado consiste en una torre vertical cuyas dimensiones pueden variar entre 0.5-1.2 metros de diámetro y 18-24 metros de altura. Está hecha de acero inoxidable de alta calidad, tal que sea capaz de soportar presiones de operación de más de 700 psi, y presentar buena resistencia a la corrosión. Esto último es importante ya

que los ácidos grasos presentan un grado considerable de corrosividad. Durante el proceso, se introduce agua en la parte superior de la columna en una proporción de caudal másico 4:1 respecto a la materia prima. A medida que el aceite de soja usado asciende, se acerca a una temperatura de reacción de aproximadamente 260 °C; aquí la hidrólisis procede rápidamente. El equipo está diseñado para maximizar la transferencia de calor mediante intercambiadores que reciclan la energía que contienen las corrientes de salida. En las condiciones mencionadas, el tiempo de residencia aproximado de ambas fases en el reactor es de 2 a 3 horas. La independencia de la temperatura con el punto de equilibrio del sistema es una indicación de un calor de reacción cero en el proceso.

Respecto a la reacción, el sistema es heterogéneo ya que se tiene dos fases: una orgánica representada por los triglicéridos, ácidos grasos formados y otra acuosa, donde el agua junto con el glicerol conforman la segunda fase. En principio estas fases son inmiscibles entre sí, observando que los glicéridos y ácidos grasos son casi insolubles en agua, pero el agua y el glicerol sí poseen solubilidad en la fase orgánica (dependiendo del contenido de ácidos grasos libres). La reacción transcurre en la fase orgánica, donde el agua se difunde hacia dicha fase, reacciona con el triglicérido, éstos se hidrolizan y producen los ácidos grasos y glicerol. Por último, el glicerol se difunde nuevamente hacia la fase acuosa.

Dicho esto, puede concluirse también respecto a aspectos cinéticos, que la velocidad de reacción aumenta conforme lo hace la conversión. Al inicio solo hay triglicéridos (teniendo en cuenta que el porcentaje de ácidos grasos libres en la corriente de entrada no afecta considerablemente), la solubilidad en agua es muy baja debido al poco contacto entre los reactivos y la velocidad de reacción no posee un valor alto. El mecanismo controlante de reacción es la transferencia de masa del agua hacia la fase orgánica y la misma ocurre en la interfase. A medida que la reacción avanza y lo hace la solubilidad en agua, aumenta la concentración del agua en la fase orgánica y el proceso que controla es la cinética intrínseca de la reacción.

Detallando aún más el proceso, para poder introducir en la torre la corriente de alimentación, es necesario el uso de una bomba a elevada presión y un precalentador para lograr que su temperatura se eleve. Además, podría utilizarse un desaireador por medio de vacío con el fin de evitar el oscurecimiento por oxidación. Lo mismo debe realizarse con el agua, que ingresa a contracorriente por la parte superior. El principal desafío del proceso es mantener las temperaturas elevadas de reacción durante un tiempo prolongado, es decir, el intercambio de calor entre los ácidos grasos y el agua. Para ello, una posible solución es introducir una cantidad pequeña de vapor directo en la columna con el fin de mantener la temperatura en 260 °C y generar el intercambio de calor necesario. Sin embargo, el requerimiento de vapor de agua conlleva a la instalación de una caldera como fuente que lo provee. Con ella, también debe analizarse la calidad de agua que se introduce a la misma, ya que debe tener cierto grado de pureza para no dañar su funcionamiento (por ejemplo, el ingreso de agua ablandada). Si esta opción es descartada, podrían utilizarse calentadores adicionales que suplen la energía necesaria para mantener la temperatura de reacción.

La corriente de fondo, rica en glicerol, se lleva a un separador flash en donde se obtienen principalmente vapor de agua y glicerina diluida (aproximadamente entre un 15 a 20% p/p). Sin embargo, este proceso se tratará en detalle en la sección 2.2.5 de Glicerólisis. Por su parte, la corriente de tope rica en ácidos grasos se encuentra lista para un posterior tratamiento, el cual se profundiza en la sección 2.2.4 "Separación y acondicionamiento de productos".

Para poder representar dicho proceso, a continuación se presenta un esquema tipo de la hidrólisis detallada anteriormente (Ver Figura 2.1).

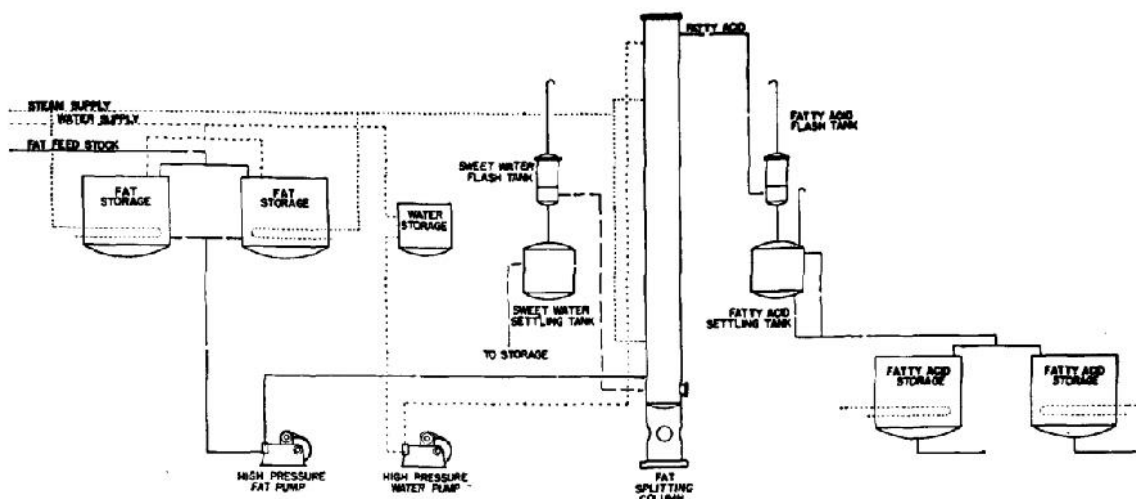


Figura 2.1. Esquema de hidrólisis continua por el proceso Colgate-Emery.

#### 2.2.4. Separación y acondicionamiento de productos

Una vez producida la reacción principal de hidrólisis, se obtiene la mezcla de ácidos grasos por la parte superior de la torre. La misma está compuesta de ácido palmítico (16:0), ácido esteárico (18:0), ácido oleico (18:1), ácido linoleico (18:2), ácido linolénico (18:3) y entre las impurezas, la que se considera mayoritaria, la trilinoleína. El paso siguiente consiste en separar las impurezas y luego los ácidos entre sí, con el fin de tenerlos de forma fraccionada para luego comercializarlos. Se debe recordar que los ácidos linoleico y linolénico se venden juntos, de acuerdo con el mercado al que se apuntó su venta.

Debido a la cercanía de los puntos de ebullición de los ácidos y las impurezas, se considera apropiado para separarlos realizar una destilación molecular.

El mencionado proceso consiste en la exposición a corto plazo del líquido destilado a altas temperaturas y alto vacío (alrededor de 10 mmHg) en la columna de destilación, y una pequeña distancia entre el evaporador y el condensador. La temperatura de operación debe ser reducida y está relacionada con las temperaturas de ebullición de los componentes involucrados a la presión de trabajo. El elevado vacío permite separar componentes de punto de ebullición muy cercanos con más facilidad, porque el cociente entre sus presiones de vapor es mayor a medida que disminuye la presión de operación. Otra cualidad es que la separación de compuestos se realiza con tiempos muy cortos de residencia en el evaporador, siendo esto muy atractivo a la hora de cuidar la calidad de compuestos termolábiles.

Dependiendo de las variables operativas, las características del equipo implementado y de los compuestos a separar, una sola etapa de separación en ocasiones resulta insuficiente para obtener el o los productos deseados, con un buen rendimiento del proceso. Este bajo rendimiento de separación está asociado a que en esta tecnología de destilación no se genera ebullición de los componentes, lo que conduce a que la transferencia de calor sea mucho más lenta comparada con la destilación convencional.

Un esquema tipo de destilación molecular podría estar representado por la siguiente figura, sin embargo este esquema estará sujeto a modificaciones de acuerdo con las

dimensiones del equipo y sus accesorios, la entrada de ácidos grasos al equipo y demás elementos necesarios.

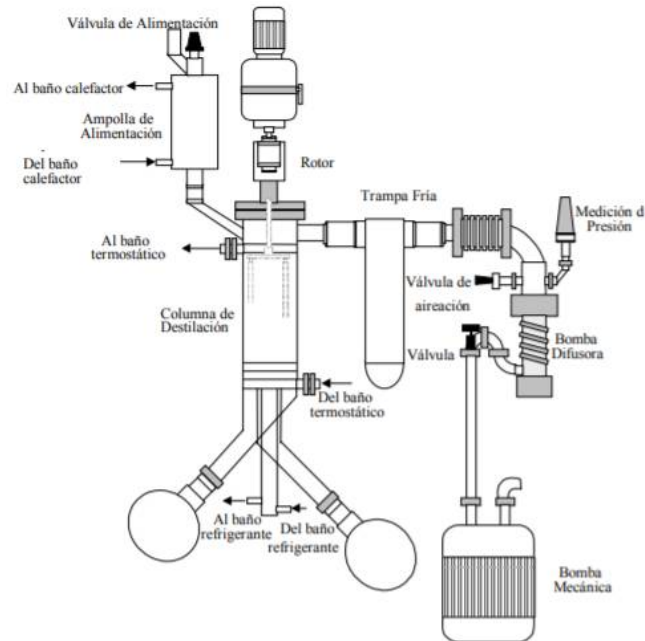


Figura 2.2. Esquema de destilación molecular de ácidos grasos a escala laboratorio.

Tal como se mencionó en el Capítulo 1, los puntos de fusión de los ácidos varían con el grado de insaturación. Bajo este principio se distinguen diferentes procesos de separación, los cuales serán explicados a continuación:

- Prensado mecánico

Este proceso, a menudo denominado "panorámica y presión", es el método más antiguo y simple. Implica un enfriamiento lento y cristalización, normalmente en recipientes poco profundos a una temperatura en la que se forma una torta sólida. Esta torta está formada por una red cristalina de ácidos grasos de alta fusión con los ácidos grasos líquidos y de baja fusión que llenan el espacio entre los cristales. Al aplicar una alta presión mecánica, la fracción líquida, "oleína", se exprime de la torta, dejando atrás la fracción sólida restante, "estearina". La oleína es la fracción de ácidos grasos insaturados, mientras que la estearina se conoce como la fracción de ácidos grasos saturados.

El prensado se puede realizar por lotes en prensas hidráulicas a presiones de hasta 200 bar o en prensas de trabajo continuo, donde las tortas se insertan manualmente entre las superficies de filtrado giratorias presionadas una contra la otra. Este proceso se ha practicado durante muchos años con resultados bastante buenos, especialmente en ácidos grasos de sebo. Es por ello que para la materia prima utilizada en el presente proyecto, los resultados no serán tan buenos y por lo tanto no es adecuada su utilización.

- Hidrofilización

En este proceso, las mezclas de ácidos grasos y los ácidos grasos de sebo en su forma pura, se someten a enfriamiento controlado en un intercambiador de calor equipado con cuchillas rascadoras para producir una suspensión de ácidos saturados y ácidos



insaturados. La suspensión se mezcla primero con una solución acuosa de un agente humectante tal como laurilsulfato de sodio, seguido de la adición de una solución acuosa de un electrolito como el sulfato de magnesio. La dispersión se separa en una centrífuga para producir una fracción de aceite más liviana de ácidos grasos insaturados y una fracción acuosa más pesada (ácidos palmítico y esteárico) en suspensión. La suspensión se calienta para licuar este último y se separa de la fase acuosa.

- **Cristalización por solvente**

Los procesos más importantes que utilizan solventes orgánicos involucran métodos de separación por cristalización de ácidos grasos saturados a partir de una solución solvente de una mezcla de ácidos grasos. Se han utilizado varios solventes, principalmente del tipo polar. De acuerdo al tipo de solvente, se pueden destacar los siguientes procesos:

- ❖ **Proceso Solexol**

Este proceso implica el uso de propano bajo presión. Las mezclas de ácidos grasos y propano se alimentan a una columna bajo presión y, a una temperatura seleccionada, los ácidos grasos más saturados se eliminan de la parte superior de la columna; los ácidos grasos más insaturados se eliminan del fondo de la columna. Normalmente, los ácidos saturados son más solubles en propano que los ácidos insaturados. Las temperaturas utilizadas son 65-82 °C y las presiones son 350-500 psig. Debido a la rapidez con que cambia la solubilidad de los ácidos grasos a medida que aumenta la temperatura del solvente, el control de la temperatura es crítico. A la temperatura crítica del propano, 97 °C, los ácidos grasos saturados e insaturados son casi completamente insolubles.

- ❖ **Proceso Emersol**

En dicho proceso, los ácidos grasos se solubilizan en metanol, se bombean continuamente en un cristizador multitubular equipado con cuchillas rascadoras, se enfrían gradualmente entre -10 y 15 °C (temperatura de trabajo dentro del equipo principal). La suspensión de ácidos grasos cristalizados en las aguas madres fluye y se filtra en un filtro rotatorio continuo de vacío para separar la fracción sólida cristalina de mayor fusión de la fracción líquida de fusión más baja. La torta del filtro se funde y se destila rápidamente para eliminar el metanol y recuperar el ácido graso de mayor fusión. Del mismo modo, el metanol se destila instantáneamente de la fracción líquida para recuperar el ácido graso de menor fusión. Se trabaja a presión atmosférica.

- ❖ **Proceso Armour-Exaco**

El llamado Proceso Armour-Exaco es similar al Proceso Emersol con la excepción de que la patente afirma el uso de acetona anhidra en lugar de acetona acuosa u otros solventes como metanol, metil etil cetona, etc. Los productos obtenidos del Proceso Armour-Exaco son comparables a los productos obtenidos del Proceso Emersol.

- **Cristalización en seco**

En este tipo de proceso, la mezcla de ácidos es bombeada hacia el cristizador donde se enfría desde una temperatura aproximadamente de 30-10 °C hasta la temperatura que sea necesaria. Este intercambio ocurre dentro del equipo con un fluido refrigerante, el cual se seleccionará luego. Posteriormente la salida pasa por un filtro y se separa la fase líquida de la sólida. En este caso, dadas las propiedades de los ácidos, cristalizarán los ácidos saturados, mientras que los insaturados se mantendrán en fase líquida.

El proceso puede repetirse cuantas veces sea necesario para obtener el valor de pureza que se requiera.

Dada la complejidad que implica la separación del solvente de la mezcla resultante, y que su utilización muchas veces puede ser tóxica, se concluye que la cristalización en seco es el método más eficiente para realizar la separación y fraccionamiento de los ácidos grasos. El rendimiento de este tipo de procesos suele ser aproximadamente del 90%.

Una vez separados los ácidos saturados de los insaturados, la propuesta consiste en fraccionar los ácidos grasos insaturados para la venta, mientras que los saturados serán almacenados para ser desechados. Para ello, dada la cercanía mencionada de los puntos de ebullición, se buscó información acerca de los puntos de fusión. Es evidente que de todos los procesos descritos anteriormente, la cristalización en seco continúa siendo el método más acertado para tratar el fraccionamiento de las mezclas del proyecto. Es por ello que, posterior al primer filtro, se continuarán utilizando cristalizadores de tantas etapas como sean necesarios para separar el ácido linoleico, linolénico y oleico. A priori se estima que se requerirán realizar dos cristalizaciones más con sus respectivos calentamientos intermedios y filtros. Sin embargo, esta decisión se analizará en capítulos posteriores.

### **2.2.5. Reacción química secundaria: Glicerólisis**

Luego de obtener una corriente de fondo en la hidrólisis que contiene aproximadamente un 15% a 20% p/p de glicerol en agua, el objetivo consiste en eliminar el agua presente en la corriente, ya que se desea obtener un subproducto con una elevada concentración. Para ello se dispone de un evaporador flash para extraerla y así obtener una corriente compuesta casi en su totalidad por glicerol. A partir de este momento, se propone realizar una glicerólisis con el fin de utilizar la glicerina junto con la materia prima del proceso (AVU de soja) para la producción de una mezcla de mono y diglicéridos. Vale recordar la presencia de compuestos polares en la corriente de glicerol concentrado.

En el Capítulo 1 se han descrito las características principales de las posibles reacciones químicas a emplear, concluyendo que la mejor opción a nivel industrial era la glicerólisis (o transesterificación de triglicéridos). Sin embargo, la misma puede llevarse a cabo de forma discontinua o continua, con catálisis homogénea o heterogénea, en ambas utilizando un catalizador de tipo básico. Si se lleva a cabo de forma discontinua, puede hacerse mediante catálisis básica con posterior neutralización en caliente con  $H_3PO_4$ , para eliminar el glicerol remanente y evitar la reversión de la reacción. No obstante, a escala industrial y considerando el tipo de planta que se va a instalar, resulta conveniente emplear esta reacción de forma continua. Esto trae ventajas de tipo operativas, ya que se obtiene un mayor control, rendimiento y calidad del proceso, además de una alta productividad.

Por lo tanto, el análisis recae en observar qué tipo de catálisis utilizar. Respecto al uso de catalizadores homogéneos alcalinos como KOH, NaOH o  $Ca(OH)_2$ , las reacciones

deben llevarse a cabo a elevadas temperaturas (por ejemplo, entre 210-260 °C) obteniendo un porcentaje elevado de monoglicéridos. Sin embargo, la principal dificultad radica en la separación de los catalizadores, debido a que se encuentran en la misma fase que los productos, generando algunos no deseados (jabones). Por lo tanto, existe la opción de realizar una catálisis haciendo uso de un catalizador sólido básico, como puede ser el MgO. Aquí, la facilidad para separar este elemento de los productos es el principal aspecto destacable de la reacción, haciendo que el mismo sea reutilizable y obteniendo un proceso más limpio. No obstante, el corto tiempo de vida útil que poseen los catalizadores heterogéneos hace que se dificulte su aplicación industrial de carácter continuo.

A continuación, se detallan los factores más relevantes a considerar para determinar el tipo de catálisis:

- Tiempo de reacción

El tiempo de reacción afecta su grado de finalización. Una investigación informó que el equilibrio se logró después de 12 hs de reacción usando un catalizador heterogéneo de KOH-MgO 4.5% en peso de aceite y una temperatura de reacción de 80 °C. Mientras tanto, se encontró que el equilibrio se logró después de 4 hs de reacción a 50 °C utilizando un proceso de catálisis homogénea con NaOH, haciendo uso de una pequeña cantidad de soporte sólido. Con lo expresado puede observarse que el tipo de catalizador afecta al tiempo de reacción.

- Temperatura

A temperatura ambiente, la solubilidad del glicerol en los triglicéridos es inferior al 5% en peso, pero aumenta a aproximadamente 45-55% en peso a temperaturas altas, como 250 °C, de acuerdo al triglicérido. La mayor solubilidad del glicerol en la fase de triglicéridos conduce a un cambio en el equilibrio y, en consecuencia, a una mayor conversión. Por lo tanto, la temperatura de la reacción de glicerólisis debe ser lo suficientemente alta como para aumentar la solubilidad del glicerol en el aceite. Sin embargo, el sabor, el aroma y el color de los productos comienzan a deteriorarse si la glicerólisis se realiza a temperaturas superiores a las establecidas. El límite práctico de temperatura para la glicerólisis es de 260 °C para productos industriales y depende de la estabilidad de la descomposición química del aceite, los productos a obtener y el glicerol.

- Relación molar de glicerol: triglicérido

La relación molar de reactivos afecta el progreso de la reacción, así como la composición de los productos. El aumento de glicerol puede conducir a acelerar la reacción desplazando la reversible hacia adelante para proporcionar una alta conversión de triglicérido (TG) y una alta concentración de mono y diglicéridos (MG y DG respectivamente). Sin embargo, el exceso de glicerol desplazaría el equilibrio de la reacción hacia el lado de formación de MG y, por lo tanto, afectaría el contenido de DG. En conclusión, se debe usar exceso de glicerol para cambiar el equilibrio hacia la formación de productos.

- Adición de un solvente

Un factor limitante en la producción de mono y diglicéridos es la mala miscibilidad entre los sustratos, lo que conduce a una baja transferencia de masa y velocidad de reacción general. La utilización de solventes ofrece la ventaja de una viscosidad reducida del sistema de reacción y, por lo tanto, mejora el proceso general de transferencia de masa y acelera la velocidad de reacción. El disolvente proporcionará un alto grado de contacto de la mezcla de reacción para obtener una alta conversión de grasas y glicerol. Afortunadamente, la selección de un solvente adecuado como medio de reacción no solo puede mejorar la miscibilidad de los reactivos sino también aumentar la selectividad deseada del producto.

Sin embargo, un uso de solvente en exceso puede traer efectos adversos en la velocidad de reacción, ya que disminuye la concentración de los compuestos. Por lo tanto, puede reemplazarse el exceso por una agitación vigorosa para mejorar la miscibilidad de los compuestos, como por ejemplo, agitación ultrasónica y magnética.

Respecto al equipo a utilizar en el proceso industrial, se debe tener en cuenta que existen distintos tipos de reactores para el proceso continuo, tales como el reactor de tanque agitado continuo, el reactor de lecho empaquetado, el reactor de lecho fluidizado y el reactor de membrana. La elección de tipo de reactor está íntimamente relacionada al tipo de catálisis a utilizar, por lo tanto se definirán en conjunto.

Como ya se mencionó anteriormente, las diferentes posibilidades de condiciones de operación dependen de los reactivos y del tipo de catalizador. A continuación se presentan algunas posibilidades, tanto para la catálisis homogénea como para la heterogénea.

Respecto a la catálisis homogénea:

- Para una reacción donde los reactivos son aceite de soja y glicerol crudo, y el catalizador es NaOH, la temperatura de reacción se estima entre 200-240 °C y una relación molar de glicerol a aceite de soja entre 2-3, es decir, exceso de glicerol.
- Para la reacción donde los reactivos son aceite de soja y glicerol, y el catalizador es NaOH, se propone realizar agitación ultrasónica y magnética consiguiendo un elevado grado de mezclado con el fin de reducir las temperaturas de trabajo y la adición de solvente al sistema. De esta manera, se logra emplear la reacción a temperaturas más bajas (alrededor de los 60 °C).
- Para la reacción donde los reactivos son aceite de soja y glicerol crudo, y el catalizador es metóxido de sodio y NaOH, la temperatura de operación se estima entre 160-220 °C, y se puede trabajar con y sin adición de agua al glicerol crudo.

Respecto a la catálisis heterogénea:

- Para la reacción de aceite de soja con glicerol, con un catalizador de KOH y NaOH con soporte de MgO, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> o SiO<sub>2</sub>, la temperatura de reacción se

estima entre 50-90 °C, una cantidad de catalizador de entre 2.5-6.5% p/p, una relación molar de glicerol a aceite de soja entre 1-4 (un exceso de glicerol) y un tiempo de reacción de entre 2-24 hs.

Analizando todas las opciones, en principio se optó por realizar la catálisis homogénea básica, porque presenta un tiempo de reacción considerablemente menor que la heterogénea. Sin embargo, dicho proceso posee un rendimiento asociado, que afecta a la cantidad de producto obtenido. Según diversos trabajos realizados a escala piloto que utilizaron NaOH como catalizador, el rendimiento de la operación es aproximadamente del 90%, con lo cual dicho número será el utilizado para realizar los balances de masa. Por otro lado, se utilizará una relación másica glicerol:triglicérido 2:1.

Por último, un posible esquema del proceso de glicerólisis puede consistir en un sistema previo de bombeo de los reactivos presentes y precalentadores para el ingreso de las corrientes al reactor (tanque agitado continuo). El reactor opera a presión atmosférica utilizando una atmósfera inerte de nitrógeno para reducir la oxidación. Además, una vez formados los productos de interés, se pueden colocar enfriadores (por ejemplo, intercambiadores de calor con un líquido refrigerante) para disminuir la temperatura de los mono y diglicéridos. Todos los equipos serán regulados por un sistema de válvulas para controlar la presión de descarga de las bombas y un sistema de regulación de la temperatura en los calentadores y enfriadores.

### **2.2.6. Acondicionamiento de la mezcla mono-diglicéridos**

La corriente de salida del reactor continuo luego del proceso de glicerólisis posee, no solo la mezcla de productos deseados, sino también diversas impurezas que son necesarias eliminar para aumentar la pureza del producto. Entre ellos se destacan el catalizador homogéneo disuelto, los triglicéridos que no han reaccionado debido a la eficiencia del proceso y las impurezas de las corrientes. Para ello, se proponen los siguientes procesos de acondicionamiento de la mezcla:

- Neutralización del catalizador con ácido fosfórico o ácido clorhídrico. Se lleva a cabo en un reactor continuo inmediatamente después de la glicerólisis, formando una sal (fosfato de sodio en el primer caso) que se encuentra neutralizada en la corriente de salida.
- Decantación centrífuga de la mezcla sin catalizador para eliminar el exceso de glicerol de la mezcla. El principio de operación del equipo se basa en la diferencia de solubilidad de las fases líquidas. La elección de las condiciones de temperatura y presión se harán teniendo en cuenta cómo afectan a la solubilidad.
- Decoloración de la corriente final que contiene la mezcla de productos junto con los triglicéridos sin reaccionar y ciertas impurezas. Durante el proceso productivo el producto fue oxidándose parcialmente. La decoloración generalmente consiste en hacer pasar la corriente de producto por una columna compuesta de carbón activado que retiene los compuestos coloreados.

## **2.3. Definición del diagrama de flujo de la planta**

### **2.3.1. Plantas secundarias (Subplantas)**

A continuación se detallarán las principales plantas que tienen lugar en el proyecto, describiendo los equipos necesarios, las condiciones de operación y las corrientes involucradas. Además, se informarán otras subplantas a considerar, que serán desarrolladas en la posterioridad de los capítulos.

- *Planta de pretratamiento y acondicionamiento de la materia prima*

Con el objetivo de eliminar las impurezas de la materia prima, en esta planta se propone la colocación de un filtro, que puede ser gravitatorio o centrífugo. En este paso, se lograría separar el 3% de compuestos indeseados del aceite de soja usado. El tipo de filtro será determinado de acuerdo al tipo de proceso que se desarrolla (continuo), la eficiencia de separación de cada uno (el centrífugo resulta más eficiente por su principio de funcionamiento) y el costo de operación (el gravitatorio resulta más económico debido a su simple funcionamiento). Otro criterio importante a evaluar es que a la materia prima adquirida se le realizó un pretratamiento, según ha informado el proveedor, sin embargo se desconocen los detalles del mismo.

- *Planta de hidrólisis de triglicéridos*

Una vez que el aceite de soja usado fue pretratado, el mismo ingresa a la siguiente subplanta, con el fin de producir la mezcla de ácidos grasos. Para ello, se llevará a cabo el proceso Colgate-Emery, que consiste en una operación continua a elevadas temperaturas y presiones (240-260 °C y 700-725 psi respectivamente) donde ingresa la corriente de proceso junto con agua en exceso en contracorriente. Previamente, ambas corrientes deben bombearse y precalentarse para ingresar al reactor, por ende se colocan sendas bombas y precalentadores. El reactor a utilizar consiste en una torre vertical de 0.5-1.2 metros de diámetro y 18-24 metros de altura, fabricada con acero inoxidable de alta calidad. Con el fin de obtener un intercambio de calor constante que colabore a mantener la temperatura de trabajo, se debe ingresar una cantidad pequeña de vapor proveniente de una caldera al reactor. Respecto a la presión del proceso, para obtener dicho valor es necesario la adquisición de un compresor que eleve la presión hasta dichos valores.

El proceso posee una eficiencia muy elevada en la división de grasas (95 a 98 %) donde se separan por tope los ácidos grasos junto con los compuestos polares y por el fondo de la torre se forma glicerol, que se retira con las impurezas del AVU de soja y el agua. Por último, la corriente de tope ingresa a un evaporador con el fin de retirar el exceso de agua que no se pudo remover del proceso principal, para luego continuar su camino hacia otra subplanta.

- *Planta de purificación de ácidos grasos*

El objetivo principal consiste en separar y fraccionar la mezcla de ácidos grasos obtenidos en el proceso Colgate-Emery. Para ello se dispone de la planta de purificación, que consiste en una serie de equipos conectados, junto con diversos sistemas de control de las variables operativas. En primer lugar, la mezcla de ácidos grasos es llevada a un

destilador molecular con el fin de retirar las impurezas de la corriente (trilinoleína). Se aprovecha la diferencia entre los puntos de ebullición de los ácidos para lograr la separación. Esta operación debe realizarse a una presión de vacío y un valor de temperatura que serán especificados en los capítulos correspondientes.

Por otra parte, los ácidos grasos son depositados en su proceso de purificación. Consiste en una serie de cristalizadores junto con filtros para lograr el correcto fraccionamiento de los ácidos grasos insaturados. La eficiencia del proceso en conjunto es del 90%, teniendo en cuenta la efectividad de separación del cristalizador y el poder de retención del filtro elegido. La presión de operación es atmosférica, sin embargo la temperatura de trabajo depende del punto de fusión de los componentes que conforman la mezcla. A su vez, debe colocarse un refrigerante para mantener la temperatura de trabajo en el valor deseado. Ambas condiciones se definen posteriormente en el capítulo dedicado a la purificación de los ácidos grasos.

- *Planta de producción de mono y diglicéridos*

La corriente que egresa por el fondo del proceso Colgate-Emery contiene glicerol en agua, un porcentaje de compuestos polares conformados por mono y diglicéridos en su gran mayoría y agua. Para producir una mezcla de mono y diglicéridos a partir de glicerol, la corriente descrita anteriormente ingresa a la última subplanta del proyecto. Aquí, como primera medida, se coloca un evaporador flash para eliminar el agua presente y concentrar el glicerol en la corriente. Luego, se procede a realizar una glicerólisis, donde en un proceso continuo, la corriente de glicerol junto con la materia prima pretratada en la primer subplanta se mezclan para formar los productos deseados. Aquí, la reacción debe ser catalizada para acelerar la velocidad de reacción y se debe trabajar a temperaturas elevadas (entre 200 y 250 °C). Además, para evitar problemas de miscibilidad entre los compuestos presentes, se coloca un solvente adecuado y una vigorosa agitación. Es por ello que las dos corrientes se precalientan antes de ingresar al reactor, que contiene un sistema de agitación acorde con los requisitos de la reacción.

- *Planta de purificación de mono y diglicéridos*

Luego de efectuarse la reacción, debe separarse el catalizador homogéneo y recuperarse. Es por ello que se propone realizar una neutralización con  $H_3PO_4$  para formar una sal y luego realizar una extracción para separar dicho catalizador. Luego, se realiza una decantación en un equipo adecuado para eliminar el glicerol con su contenido de agua. Por último, debido a la formación de compuestos indeseados que le otorgan una coloración y sabor diferente a los productos, se ingresa la corriente a una columna con carbón activado, con el fin de decolorar los productos y poder almacenarlos luego para su posterior comercialización. Todas las condiciones de operación de los procesos químicos involucrados en la subplanta serán detallados en la sección correspondiente.

### **2.3.2. Diagramas de bloque y flujo**

A continuación se describirán los diagramas de bloque y flujo de la planta, con el objetivo de representar los procesos químicos y los diferentes compuestos y corrientes que intervienen en el proyecto (Figuras 2.3 y 2.4).

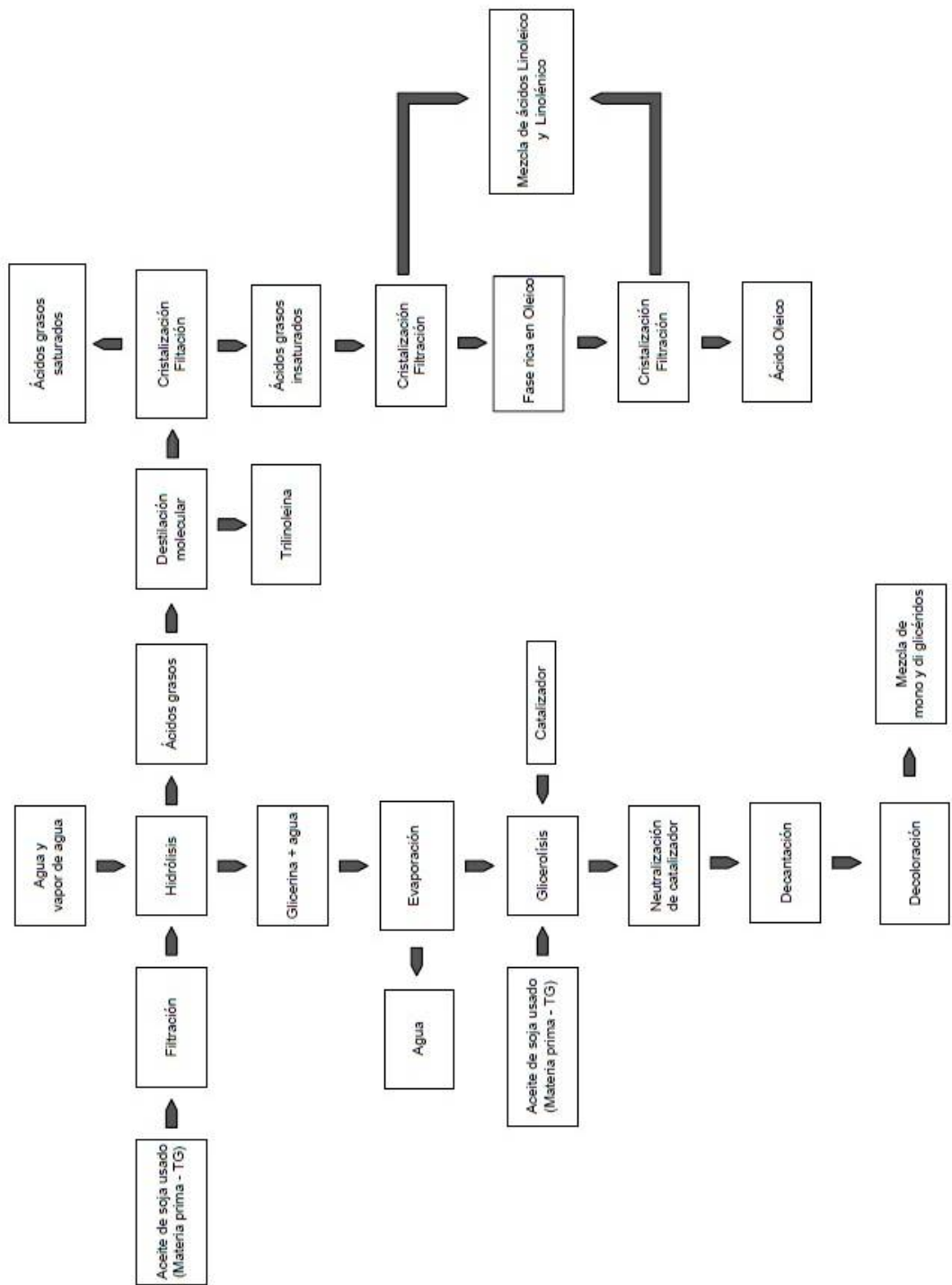


Figura 2.3. Diagrama de bloques de la planta.



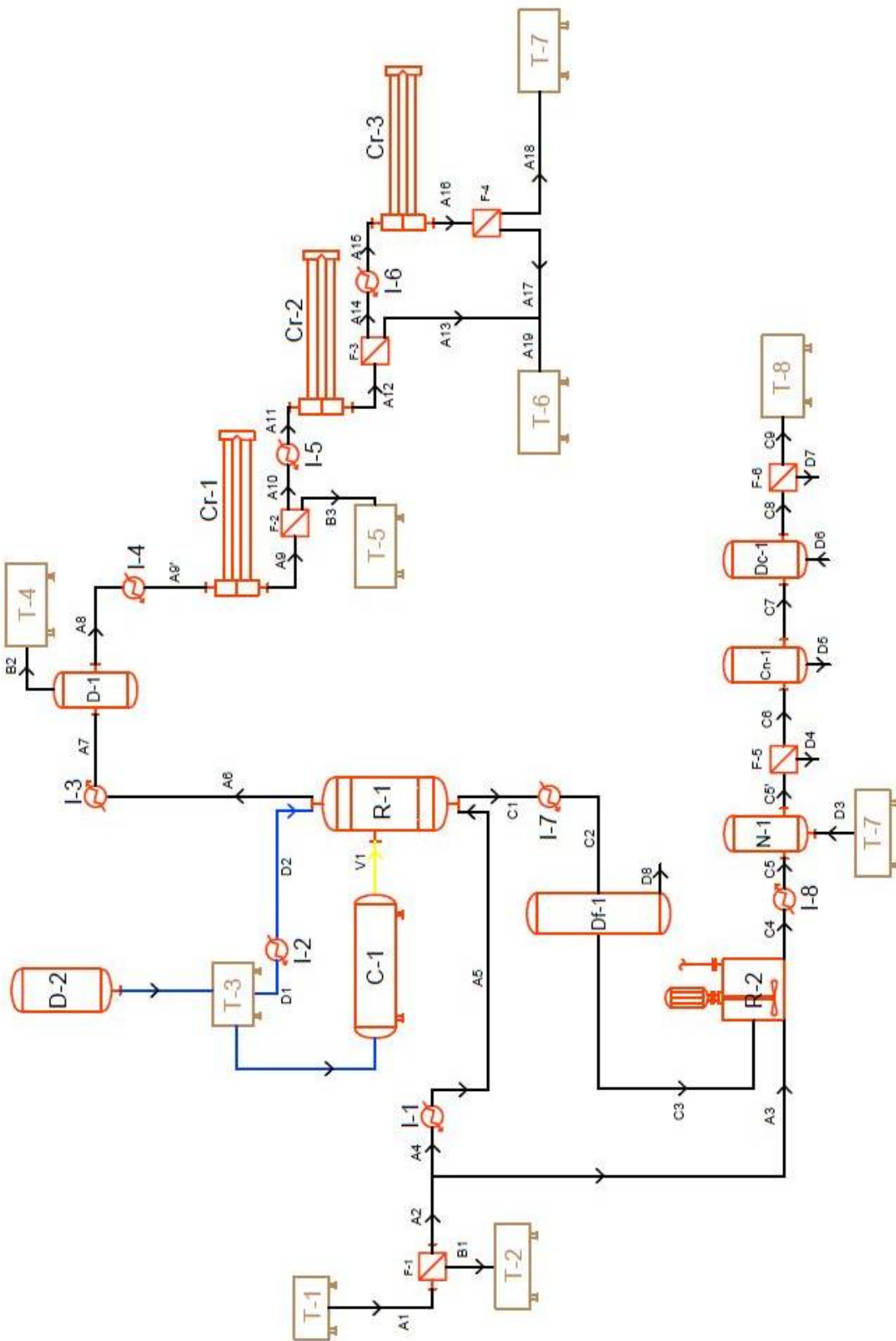


Figura 2.4. Diagrama de flujo preliminar de la planta.

Con el fin de explicar el diagrama de flujo, se colocarán dos tablas para detallar todos los equipos que componen las plantas así como las corrientes que intervienen en el proceso. Una de ellas es la Tabla 2.5, la otra se observa en la sección Anexo (Tabla 8.1).

Tabla 2.5. Equipos pertenecientes a la planta.

Nombre del equipo	Descripción general
T-1	Tanque de almacenamiento materia prima
T-2	Tanque de almacenamiento de impurezas
F-1	Filtro
I-1	Calentador
C-1	Caldera
D-2	Columna de intercambio iónico
R-1	Reactor de hidrólisis
I-2	Calentador
T-3	Tanque de almacenamiento de agua
I-3	Enfriador
D-1	Destilador molecular
T-4	Tanque de almacenamiento de trilinoleína
I-4	Calentador
Cr-1	Cristalizador
F-2	Filtro rotativo
I-5	Calentador
Cr-2	Cristalizador
F-3	Filtro rotativo
I-6	Calentador
T-6	Tanque de ácidos linoleico y linolénico
Cr-3	Cristalizador
F-4	Filtro rotativo
T-7	Tanque de ácido oleico
I-6	Calentador

Df-1	Destilador flash
R-2	Reactor de glicerólisis
N-1	Neutralizador
T-7	Tanque de almacenamiento de H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>
I-7	Pre calentador
Cn-1	Decantador centrífugo
Dc-1	Decolorador
T-8	Tanque de mono y diglicéridos

## **2.4 Cálculo de composiciones y caudales de las corrientes de proceso**

### **2.4.1. Balances de masa**

Para el planteo de los balances de materia se mantuvo la nomenclatura que se indica en el diagrama de flujo de la Figura 2.4 y se trabajó con caudales másicos y fracciones másicas. Se resolvieron balances globales y por componente para cada equipo y el balance global del proceso productivo. Para la escritura de los balances se utilizó la siguiente estructura:

$$x_Y^Z$$

Donde:

- ❖ w: es la fracción másica
- ❖ y: es el compuesto
- ❖ z: es la corriente

#### 1. Filtro (F-1)

**Balance general:** 
$$A1 = A3 + A4 + B1 \quad (1)$$

La corriente A1 es la capacidad de la planta en kg/h, es decir, toda la materia prima que ingresa al proceso. La composición de A1 está especificada en las Tablas 2.2 y 2.4. Siendo:

$$\begin{aligned} \rightarrow w_{TG}^{A1} &= 0.75 \\ \rightarrow w_{CP}^{A1} &= 0.2 \\ \rightarrow w_{Impurezas}^{A1} &= 0.03 \\ \rightarrow w_{AG}^{A1} &= 0.02 \end{aligned}$$

B1 es la corriente de impurezas que son retenidas por el filtro y se eliminan del proceso principal.

$$B1 = A1 * w_{Impurezas}^{A1} \quad (2)$$

La suma de A3 y A4 es el aceite sin dichas impurezas iniciales que ingresa al proceso. Estas corrientes se dividen para actuar como materia prima en las reacciones del proceso principal y secundario. Por este motivo tienen la misma composición.

$$\rightarrow w_{TG}^{A3} = w_{TG}^{A4} = \frac{w_{TG}^{A1}}{1 - w_{Impurezas}^{A1}} = 0.773$$

$$\rightarrow w_{CP}^{A3} = w_{CP}^{A4} = \frac{w_{CP}^{A1}}{1 - w_{Impurezas}^{A1}} = 0.206$$

$$\rightarrow w_{AG}^{A3} = w_{AG}^{A4} = \frac{w_{AG}^{A1}}{1 - w_{Impurezas}^{A1}} = 0.021$$

A3 es la corriente de aceite que ingresa al reactor donde ocurre la glicerólisis. En este proceso se estableció una relación de glicerol y triglicéridos de 2:1 por lo tanto A3 va a depender de la cantidad de glicerol que se produzca en la hidrólisis. Por otro lado, la cantidad de glicerol generado va a variar según la corriente A4 que ingresa al proceso Colgate-Emery.

Para resolver este problema se propuso el siguiente sistema iterativo:

- I. Se define un valor para A4.
- II. Se realizan los balances de todo el proceso a partir de esta corriente, excepto los balances (1) y (2).
- III. A partir de la salida del reactor de hidrólisis se calcula el valor de la corriente A3 (ver punto 8).
- IV. Una vez definido A3 se resuelven los balances (1) y (2) para encontrar A1 y B1.

Con este sistema armado, se puede variar fácilmente el valor de A4 hasta encontrar el que equivale a la capacidad de la planta deseada (A1).

## 2. Colgate-Emery (R-1)

**Balance general:**  $A5 + D2 + V1 = A6 + C1 \quad (3)$

Como la corriente A4 ingresa a un intercambiador para dar lugar a la corriente A5, la diferencia entre ambas está en la temperatura. Por lo tanto, el caudal másico y la composición de A5 se corresponden con los valores calculados de A4.

La suma de las corrientes D2 y V1 es el agua en exceso para la reacción de hidrólisis. En esta instancia no se diferencian los caudales entre el estado líquido (D2) y vapor (V1), sino que solo se determina el valor total y en el capítulo siguiente se determinarán los valores por separado. En este proceso, se trabaja con una relación 4:1 másica de agua y AVU, por lo tanto:

$$D2 + V1 = 4 * A5 \quad (4)$$

Para estimar el peso molar de los triglicéridos se consideró la simplificación de que las tres cadenas de los triglicéridos son de un mismo ácido graso y se calculó el peso molar

como un promedio pesado con la composición porcentual de ácidos grasos en la materia prima indicada en la Tabla 2.2. Siendo las composiciones:

- $w_{\text{linoleico}}^{AG} = 0.527$
- $w_{\text{oleico}}^{AG} = 0.34$
- $w_{\text{palmítico}}^{AG} = 0.078$
- $w_{\text{esteárico}}^{AG} = 0.05$
- $w_{\text{linolénico}}^{AG} = 0.005$

Se calculó el peso molar como:

$$PM_{TG} = \frac{1}{\frac{w_{\text{linoleico}}^{AG}}{PM_{\text{trilinoleína}}} + \frac{w_{\text{oleico}}^{AG}}{PM_{\text{trioleína}}} + \frac{w_{\text{palmítico}}^{AG}}{PM_{\text{tripalmitina}}} + \frac{w_{\text{esteárico}}^{AG}}{PM_{\text{triestearina}}} + \frac{w_{\text{linolénico}}^{AG}}{PM_{\text{trilinolenina}}}}$$

De forma análoga se calculó el peso molar de los ácidos grasos formados en la reacción como:

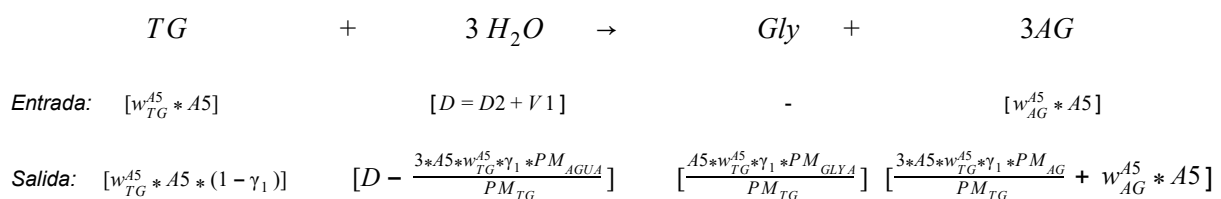
$$PM_{AG} = \frac{1}{\frac{w_{\text{linoleico}}^{AG}}{PM_{\text{linoleico}}} + \frac{w_{\text{oleico}}^{AG}}{PM_{\text{oleico}}} + \frac{w_{\text{palmítico}}^{AG}}{PM_{\text{palmítico}}} + \frac{w_{\text{esteárico}}^{AG}}{PM_{\text{esteárico}}} + \frac{w_{\text{linolénico}}^{AG}}{PM_{\text{linolénico}}}}$$

Por otro lado, para la resolución del balance (3) se definieron un rendimiento de reacción y una eficiencia de separación de las corrientes de salida.

Rendimiento de reacción:  $\gamma_1 = 0.95$

Eficiencia de separación:  $\eta_1 = 0.98$

La ecuación de la reacción de hidrólisis es:



Con la estequiometría de la reacción y teniendo en cuenta que A6 es la corriente que contiene casi en su totalidad a los compuestos no polares y C1 es la corriente que lleva consigo a los compuestos polares al proceso secundario de glicerólisis, se planteó el siguiente balance:

$$A6 = \eta_1 * [Salida AG + Salida TG] + (1 - \eta_1) * [Salida Agua + Salida Gly + Salida CP]$$

Reemplazando con las expresiones planteadas:

$$A6 = \eta_1 * \left[ \frac{3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AG}}{PM_{TG}} + w_{AG}^{A5} * A5 + (1 - \gamma_1) * w_{TG}^{A5} * A5 \right] + (1 - \eta_1) * \left[ (D - \frac{3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AGUA}}{PM_{TG}}) + \frac{A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{GLY}}{PM_{TG}} + A5 * w_{CP}^{A5} \right] \quad (5)$$

Resolviendo los balances (3) y (5) se determinan los valores de las corrientes A6 y C1. A continuación se escriben las expresiones para calcular las fracciones másicas en cada corriente:

$$w_{AGUA}^{A6} = \frac{(1 - \eta_1) * (D - 3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AGUA})}{A6}$$

$$w_{oleico}^{A6} = w_{oleico}^{AG} * \frac{\eta_1 * (\frac{3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AG}}{PM_{TG}} + w_{AG}^{A5} * A5)}{A6}$$

$$w_{GLY}^{A6} = \frac{(1 - \eta_1) * \frac{A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{GLY}}{PM_{TG}}}{A6}$$

$$w_{oleico}^{A6} = w_{oleico}^{AG} * \frac{\eta_1 * (\frac{3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AG}}{PM_{TG}} + w_{AG}^{A5} * A5)}{A6}$$

$$w_{CP}^{A6} = \frac{(1 - \eta_1) * A5 * w_{CP}^{A5}}{A6}$$

$$w_{palmítico}^{A6} = w_{palmítico}^{AG} * \frac{\eta_1 * (\frac{3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AG}}{PM_{TG}} + w_{AG}^{A5} * A5)}{A6}$$

$$w_{esteárico}^{A6} = w_{esteárico}^{AG} * \frac{\eta_1 * (\frac{3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AG}}{PM_{TG}} + w_{AG}^{A5} * A5)}{A6}$$

$$w_{TG}^{A6} = \frac{(1 - \eta_1) * w_{TG}^{A5} * A5 * (1 - \gamma_1)}{A6}$$

$$w_{linoléico}^{A6} = w_{linoléico}^{AG} * \frac{\eta_1 * (\frac{3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AG}}{PM_{TG}} + w_{AG}^{A5} * A5)}{A6}$$

$$w_{AGUA}^{C1} = \frac{\eta_1 * (D - 3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AGUA})}{C1}$$

$$w_{linoléico}^{C1} = w_{linoléico}^{AG} * \frac{(1 - \eta_1) * (\frac{3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AG}}{PM_{TG}} + w_{AG}^{A5} * A5)}{C1}$$

$$w_{oleico}^{C1} = w_{oleico}^{AG} * \frac{(1 - \eta_1) * (\frac{3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AG}}{PM_{TG}} + w_{AG}^{A5} * A5)}{C1}$$

$$w_{GLY}^{C1} = \frac{\eta_1 * \frac{A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{GLY}}{PM_{TG}}}{C1}$$

$$w_{palmítico}^{C1} = w_{palmítico}^{AG} * \frac{(1 - \eta_1) * (\frac{3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AG}}{PM_{TG}} + w_{AG}^{A5} * A5)}{C1}$$

$$w_{CP}^{C1} = \frac{\eta_1 * A5 * w_{CP}^{A5}}{C1}$$

$$w_{esteárico}^{C1} = w_{esteárico}^{AG} * \frac{(1 - \eta_1) * (\frac{3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AG}}{PM_{TG}} + w_{AG}^{A5} * A5)}{C1}$$

$$w_{TG}^{C1} = \frac{\eta_1 * w_{TG}^{A5} * A5 * (1 - \gamma_1)}{C1}$$

$$w_{linoléico}^{C1} = w_{linoléico}^{AG} * \frac{(1 - \eta_1) * (\frac{3 * A5 * w_{TG}^{A5} * \gamma_1 * PM_{AG}}{PM_{TG}} + w_{AG}^{A5} * A5)}{C1}$$

### 3. Destilador Molecular (D-1)

La eficiencia del destilador es:  $\eta_2 = 0.95$

**Balance general:**  $A7 = A8 + B2$  (6)

$$A8 = \eta_2 * A7 * (1 - w_{TG}^{A7}) + (1 - \eta_2) * A7 * w_{TG}^{A7} \quad (7)$$

Nuevamente, las diferencias entre A6 y A7 son la presión y temperatura, por lo que el caudal másico y la composición de A7 se corresponden con los valores calculados de A6. Al resolver este sistema se obtiene la corriente que continúa en el proceso principal, A8 y la corriente B2 que son los triglicéridos que se eliminan. Las composiciones de A8 se calculan como:

$$w_i^{A8} = \frac{\eta_2 * w_i^{A7} * A7}{A8}$$

Donde  $i$  representa a cada componente exceptuando a los triglicéridos cuya composición es:

$$w_{TG}^{A8} = \frac{(1 - \eta_2) * w_i^{A7} * A7}{A8}$$

#### 4. Primer cristalizador y filtro (Cr-1 + F-2)

La eficiencia de separación de los equipos en conjunto es:  $\eta_3 = 0.9$

**Balance general:**  $A9' = A10 + B3$  (8)

Nuevamente, las diferencias entre A8 y A9' son la presión y temperatura, por lo que el caudal másico y la composición de A9' son iguales a los valores calculados para A8.

En este proceso, los ácidos saturados cristalizan y salen en la corriente B3 y los ácidos insaturados se mantienen en estado líquido y son filtrados saliendo con la corriente A10. Teniendo en cuenta los puntos de fusión de los compuestos presentes se asumió que el agua y el glicerol remanentes van a precipitar casi en su totalidad, mientras que los triglicéridos y los compuestos polares se mantienen en estado líquido. Con estas consideraciones se planteó el siguiente balance:

$$A10 = \eta_3 * A9' * (w_{ilinoico}^{A9'} + w_{oleico}^{A9'} + w_{ilinoico}^{A9'} + w_{TG}^{A9'} + w_{CP}^{A9'}) + (1 - \eta_3) * A9' * (w_{palmítico}^{A9'} + w_{esteárico}^{A9'} + w_{AGUA}^{A9'} + w_{GLY}^{A9'})$$

Las composiciones en A10 se calcularon como:

$$w_{\phi}^{A10} = \frac{\eta_3 * w_{\phi}^{A9'} * A9'}{A10}$$

$$w_{\theta}^{A10} = \frac{(1 - \eta_3) * w_{\theta}^{A9'} * A9'}{A10}$$

Donde  $\varphi$  representa a los ácidos saturados (linoleico, oleico y linolénico), a los TG y a los CP y  $\theta$  representa al agua, al glicerol y a los ácidos saturados (palmítico y esteárico).

#### 5. Segundo cristizador y filtro (Cr-2 + F-3)

Se considera la misma eficiencia  $\eta_3$  para el sistema.

**Balance general:**  $A11 = A13 + A14$  **(9)**

A10 se enfría, dando lugar a A11 que presenta los mismos valores de caudal y composición que A10. En este caso, el ácido linoleico se mantiene en estado líquido junto con los triglicéridos y los compuestos polares y salen en la corriente A13, mientras que el ácido oleico cristaliza con los compuestos restantes y sale en la corriente A14.

$$A13 = \eta_3 * A11 * (w_{ilinoico}^{A11} + w_{ilinoénico}^{A11} + w_{TG}^{A11} + w_{CP}^{A11}) + (1 - \eta_3) * A11 * (w_{oleico}^{A11} + w_{palmítico}^{A11} + w_{esteárico}^{A11} + w_{AGUA}^{A11} + w_{GLY}^{A11})$$

Análogamente con A10, las composiciones en A13 se calcularon como:

$$w_{\varphi}^{A13} = \frac{\eta_3 * w_{\varphi}^{A11} * A11}{A13}$$

$$w_{\theta}^{A13} = \frac{(1 - \eta_3) * w_{\theta}^{A11} * A11}{A13}$$

En este caso,  $\varphi$  representa a los ácidos linoleico y linolénico, a los TG y a los CP y  $\theta$  representa al agua, al glicerol y a los ácidos oleico, palmítico y esteárico.

Las composiciones en A14 son:

$$w_{\alpha}^{A14} = \frac{\eta_3 * w_{\varphi}^{A11} * A11}{A14}$$

$$w_{\beta}^{A14} = \frac{(1 - \eta_3) * w_{\theta}^{A11} * A11}{A14}$$

Donde,  $\alpha$  representa al agua, al glicerol y a los ácidos oleico, palmítico y esteárico y  $\beta$ , a los ácidos linoleico y linolénico, a los TG y a los CP.

#### 6. Tercer cristizador y filtro (Cr-3 + F-4)

Se considera la misma eficiencia  $\eta_3$  para el sistema.

**Balance general:**  $A15 = A17 + A18$  **(10)**

A14 pasa por un intercambiador de calor, dando lugar a A15 que presenta los mismos valores de caudal y composición que A14. Lo que ocurre en este sistema, los



balances planteados y los cálculos de las composiciones son totalmente análogos al segundo cristalizador.

Es importante aclarar que A18 es la producción de ácido oleico y la suma de A13 y A17 es la producción de la mezcla de ácidos linoleico y linolénico.

### 7. Evaporador Flash (Df-1)

La eficiencia del evaporador es:  $\eta_4 = 0.99$

**Balance general:**  $C2 = C3 + D8$  (11)

$$D8 = \eta_4 * C2 * w_{AGUA}^{C2} + (1 - \eta_4) * C2 * (1 - w_{AGUA}^{C2})$$

Al resolver este sistema se obtienen la corriente que continúa en el proceso secundario C3 y la corriente D8 que es principalmente el agua que se elimina. Las composiciones de C3 se calculan como:

$$w_i^{C3} = \frac{\eta_4 * w_i^{C2} * C2}{C3}$$

Donde  $i$  representa a cada componente exceptuando al agua cuya composición es:

$$w_{AGUA}^{C3} = \frac{(1 - \eta_4) * w_{AGUA}^{C2} * C2}{C3}$$

### 8. Glicerólisis (R-2)

Para desarrollar el balance en este reactor se tuvieron en cuenta ciertos aspectos:

- Las dos reacciones principales que se llevan a cabo en la planta tienen a los triglicéridos del AVU como uno de sus reactivos.
- Cuando se genera glicerina en el proceso Colgate-Emery ya podría ocurrir la reacción de glicerólisis.
- Entre los componentes de los compuestos polares que ingresan al proceso productivo tenemos presentes mono y diglicéridos.
- La reacción de glicerólisis tiene varios mecanismos de reacción posibles y se favorece la producción de MG o DG según las condiciones de agitación, temperatura, entre otras.

Todas estas variables serán fijadas en el capítulo 3 cuando se modele el reactor, pero no es fácil de estimar en una primera aproximación de los balances de masa como los que se plantean este capítulo. Por todas las cuestiones mencionadas se consideró una relación estequiométrica 1:1 entre los reactivos y se simplificó el cálculo de la composición de la corriente de salida C4 suponiendo que el 60% de los productos son monoglicéridos y 40%, diglicéridos. Esto se debe a que, se estima que en el producto final la proporción de MG sea del 50% y para los DG de un 35%. Por lo tanto la relación entre ellos es:

$$\%MG = 0.5 * \left(\frac{100\%}{35\%+50\%}\right) * 100\% = 59\% \approx 60\%$$

$$\%DG = 0.35 * \left(\frac{100\%}{35\%+50\%}\right) * 100\% = 41\% \approx 40\%$$

El rendimiento de la reacción es  $\gamma_2 = 0.9$

La corriente de AVU (A3) se definió según una relación 2:1 entre glicerol y triglicéridos.

$$A3 = \frac{C3 * w_{GLY}^{C3}}{2 * w_{TG}^{A3}}$$

El catalizador utilizado es hidróxido de sodio y se incorpora como un 0.18% en peso de la corriente de AVU.

$$Cat = 0.0018 * A3$$

Con todas las consideraciones mencionadas se puede calcular

**Balance general:**  $C4 = C3 + A3 + Cat$  **(12)**

Conociendo C4 se puede calcular su composición.

$$w_{AGUA}^{C4} = \frac{w_{AGUA}^{C3} * C3}{C4}$$

$$w_{Cat}^{C4} = \frac{Cat}{C4}$$

$$w_{TG}^{C4} = \frac{(1-\gamma_2) * (C3 * w_{TG}^{C3} + A3 * w_{TG}^{A3})}{C4}$$

$$w_{GLY}^{C4} = \frac{C3 * w_{GLY}^{C3} - \gamma_2 * (C3 * w_{TG}^{C3} + A3 * w_{TG}^{A3}) * \frac{PM_{GLY}}{PM_T}}{C4}$$

$$w_{\beta}^{C4} = \frac{w_{\beta}^{C3} * C3}{C4}$$

Donde  $\beta$  representa a los cinco ácidos grasos.

La composición total de mono y diglicéridos es:

$$\alpha = 1 - w_{AGUA}^{C4} - w_{Cat}^{C4} - w_{GLY}^{C4} - w_{TG}^{C4} - w_{\text{linoleico}}^{C4} - w_{\text{oleico}}^{C4} - w_{\text{palmitico}}^{C4} - w_{\text{esteárico}}^{C4} - w_{\text{linolénico}}^{C4}$$

$$w_{MG}^{C4} = \alpha * 0.6$$

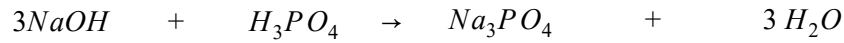
$$w_{DG}^{C4} = \alpha * 0.4$$

## 9. Neutralización (N-1)

La neutralización del catalizador se lleva a cabo con ácido fosfórico y el ácido ingresa en relación equimolar.

$$D3 = \frac{w_{Cat}^{C5} * C5 * PM_{H3PO4}}{3 * PM_{NaOH}}$$

La reacción de neutralización es:



$$\text{Entrada: } [w_{Cat}^{C5} * C5] \quad \left[ \frac{w_{Cat}^{C5} * C5 * PM_{H3PO4}}{3 * PM_{NaOH}} \right] \quad - \quad [w_{AGUA}^{C5} * C5]$$

$$\text{Salida: } \left[ \frac{w_{Cat}^{C5} * C5 * PM_{Na3PO4}}{3 * PM_{NaOH}} \right] \quad \left[ w_{AGUA}^{C5} * C5 + \frac{w_{Cat}^{C5} * C5 * PM_{AGUA}}{3 * PM_{NaOH}} \right]$$

**Balance general:**

$$C5' = C5 + D3 \quad (13)$$

Como C4 y C5 solo difieren en su temperatura, la composición y el caudal másico de C5 son los mismos que los calculados para C4.

Las composiciones se calculan como:

$$w_{AGUA}^{C5'} = \frac{w_{AGUA}^{C5} * C5 + \frac{w_{Cat}^{C5} * C5 * PM_{AGUA}}{3 * PM_{NaOH}}}{C5'}$$

$$w_{SAL}^{C5'} = \frac{\frac{x_{CAT}^U * U * PM_{Na3PO4}}{3 * PM_{NaOH}}}{C5'}$$

$$w_{\beta}^{C5'} = \frac{w_{\beta}^{C5} * C5}{C5'}$$

Donde  $\beta$  representa a cada componente restante: triglicéridos, glicerol, ácidos grasos, MG y DG.

## 10. Filtro (F-5)

En este filtro se elimina la sal formada en el paso previo.

**Balance general:**

$$C6 = C5' - C5' * w_{SAL}^{C5'} \quad (14)$$

Por lo tanto las composiciones para todos componentes serán:

$$w_i^{C6} = \frac{w_i^{C5'} * C5'}{C6}$$

### 11. Decantador (Cn-1)

Para resolver este equipo, debido a la escasa información bibliográfica en cuanto a la solubilidad del glicerol, se asumió que toda el agua se elimina con la fase pesada y que el glicerol es 6 veces más soluble en agua que en la fase orgánica.

$$\text{Balance general:} \quad C6 = C7 + D5 \quad (15)$$

$$C6 * w_{GLY}^{C6} = 7 * C7 * w_{GLY}^{C7}$$

$$C7 = C7 * w_{GLY}^{C7} + (1 - w_{GLY}^{C6} - w_{AGUA}^{C6}) * C6$$

Con la resolución de estos tres balances se determina C7, D5 y  $w_{GLY}^{C7}$ . Las composiciones restantes se calculan como:

$$w_i^{C7} = \frac{w_i^{C6} * C6}{C7}$$

### BALANCE GLOBAL:

Para la resolución del balance global, se plantea una sumatoria con todas las corrientes que ingresan a la planta y se iguala a las corrientes que egresan de la misma. Dichas corrientes pueden visualizarse en la Figura 2.3 en el diagrama de flujo o en la Tabla 8.1 del Anexo, donde se describen todas las entradas y salidas de los equipos.

$$A1 + D2 + V1 + D3 + Cat = B1 + B2 + B3 + A18 + A18 + D4 + D5 + D8 + C7$$

Al resolver el balance global se obtuvo que las entradas son iguales a las salidas, por lo que el balance global está completo.

### Composiciones de productos

Al resolver los balances para la capacidad de diseño se obtuvieron los siguientes resultados para los productos (Tabla 2.6) que servirán como una estimación para los diseños definitivos. En el Anexo 8.1 se presentan los caudales máxicos de las corrientes restantes calculados para la capacidad de diseño.

Tabla 2.6. Pureza de productos.

Producto	Caudal máxico (kg/h)	Pureza (%)
Ácido linoleico	1711	86.2%
Ácido oleico	856	91%
Mezcla MG y DG	1295	MG - 53.9% DG - 35.9%

### 2.4.2 Capacidad de la planta

Previo al cálculo de la capacidad de la planta, se realiza una breve introducción acerca de la capacidad de producción que posee una planta química. Dentro de la misma se distinguen dos conceptos que se diferencian entre ellos:

- *Capacidad de diseño (instantánea)*: Se utiliza para el dimensionamiento de los equipos y para realizar los balances correspondientes. Es el potencial de producción máxima que posee una planta, considerando que se tienen todos los recursos disponibles.
- *Capacidad de producción (nominal)*: Es un parámetro utilizado para el análisis económico, ya que contempla la producción de una planta con la que se compromete el diseñador para informarle a los inversores.

Ambos conceptos no son iguales, ya que la capacidad nominal debe estar afectada por un factor de Efectividad Global de Proceso (EGP) que contempla las posibles opciones que influyen en la producción de un producto determinado. Para estimar dicho factor, puede realizarse el producto entre los factores más importantes que lo componen. Los mismos son:

- ★ Disponibilidad
- ★ Porcentaje de producto conforme
- ★ Performance

A modo de ecuación, el EGP puede calcularse de la siguiente manera:

$$EGP = Disponibilidad * \% Prod. Conforme * Performance$$

A continuación se explica cada uno de ellos con el fin de realizar una posterior estimación para el cálculo de la capacidad de la planta.

- *Disponibilidad*: Son las horas disponibles para operar respecto del total de tiempo disponible. Aquí, entran en consideración aspectos como las paradas de planta programadas para limpieza de equipos, tuberías, tanques de almacenamiento, paradas imprevistas por fallas en los mismos o un factor externo como corte general del suministro eléctrico. Si bien dichas paradas influyen en las horas disponibles, la cantidad de horas de producción supera ampliamente a las horas por cortes y paradas. Por lo tanto, se puede considerar que un 95% de las horas disponibles se destinan a producir (*Disponibilidad = 0.95*).
- *Porcentaje de producto conforme*: Representa la cantidad de producto que se ha podido producir en especificación respecto del total de producción. Resulta determinante para la estimación de este factor, la calidad de la materia prima recibida, las fallas que pueden ocurrir en algún equipo o proceso de producción o desvíos en los procesos. Para estimar un valor, resulta imprescindible recordar que la composición de nuestra materia prima posee un 25% de impurezas y compuestos que afectan a la calidad de la misma. Esto provoca la posterior obtención de un

producto que no fue el especificado al inicio del proyecto, lo que condiciona el valor del producto conforme. Teniendo un criterio conservador, puede estimarse que el 95% del producto se produce de acuerdo a la especificación dada, mientras que el 5% corresponde a un producto fuera de especificación ( $\% Prod. Conforme = 0.95$ ).

→ *Performance*: Puede definirse como la velocidad de producción de la planta o como el cociente entre la producción instantánea respecto de la producción estándar. Son varias las causas que pueden determinar un cambio en este valor, como las recientemente mencionadas además de las limitaciones externas debido a la situación económica nacional. Para estimar este valor debe realizarse una curva aprendizaje donde se observa a través de los años el porcentaje de operación de la planta respecto del teórico. Adoptando un criterio conservador, podría estimarse que la planta opera en promedio, alrededor del 90% de su capacidad. Dicho valor es una estimación rápida que, con el correr de los capítulos, estará sujeto a modificación.

Por lo tanto, una vez explicados y definidos los factores más importantes, se procede a calcular la Efectividad Global de Proceso:

$$EGP = 95 \% * 95 \% * 90\% = 81.23\%$$

Con el objetivo de calcular la capacidad de producción de ácidos grasos, debe recordarse el requerimiento de materia prima a procesar. El valor de diseño es de 5 ton/h, por lo tanto, de acuerdo con los balances de masa desarrollados en el apartado anterior, se calculó la capacidad de producción instantánea (o de diseño) de ácidos grasos. El resultado es de 2.061 ton/h.

Por otro lado, se procede a calcular la capacidad nominal de ácidos grasos y el requerimiento de materia prima nominal. Ambos resultados surgen de afectar los resultados instantáneos por la Efectividad Global de Proceso (EGP):

$$Capacidad\ nominal\ materia\ prima = 5 \frac{tn}{h} * 0.8123 = 4.062 \frac{tn}{h}$$

$$Capacidad\ nominal\ ácidos\ grasos = 2.564 \frac{tn}{h} * 0.8123 = 2.083 \frac{tn}{h}$$

### **2.4.3. Especificación de productos**

Se procederá a informar una primera estimación de la composición que se obtendría en los productos de venta de los ácidos grasos fraccionados. Los valores presentados a continuación se calcularon a partir de los balances de masa de la planta (ver apartado "balances de masa"). El marco del mercado de venta de los productos obtenidos fue quien definió en parte la calidad de los productos, ya que se son quienes presentan exigencias en la calidad.

### Ácido linoleico y linolénico

Se obtiene un producto comercial que posee 86.6% de ácido linoleico, un 10.7% de ácido oléico, un 0.8% de ácido linolénico, la composición restante está formada por impurezas tales como agua, glicerol, compuestos polares y trazas de otros ácidos grasos.

Es preciso realizar una aclaración sobre la pureza del ácido linolénico. Si bien este ácido forma parte de los principales componentes del aceite de soja crudo, las proporciones del mismo en la materia prima a utilizar son muy bajas (alrededor de 0,5%). Sumado a esto, las eficiencias de los diversos equipos y procesos químicos conllevan a obtener un porcentaje aún menor del mencionado ácido. Por lo tanto, se decide no separarlo y venderlo junto con el ácido linoleico.

### Ácido oleico

Se obtiene un producto comercial que posee un 91% de ácido oléico, un 1.7% de ácido linolénico, un 3.8% de mezcla de ácido palmítico y esteárico, y la composición restante está formada por impurezas tales como agua, glicerol, compuestos polares y trazas de ácido linolénico.

### Mezcla de monoglicéridos y diglicéridos

Se obtiene un producto comercial que posee 54% de monoglicéridos, 36% de diglicéridos y la composición restante está formada por impurezas como ácidos grasos, agua, compuestos polares, triglicéridos que no reaccionaron y glicerol.

Estos valores preliminares están cercanos a los buscados y se apuntará a mejorar en los próximos capítulos, modificando los procesos de purificación de la mezcla.

Según los requerimientos de producción mencionados en el apartado 2.2.1, se concluye que las purezas obtenidas según los balances de masa, son mayores, principalmente para los ácidos. La diferencia se debe a las simplificaciones realizadas y a las altas eficiencias que se consideraron en los equipos. Se espera que al avanzar con el proyecto y detallar los diseños los valores de pureza sean menores a los estimados.

## **2.5. Bibliografía**

- Juárez, M.D., Masson, L. y Sammán, N. (2004). Deterioro de aceite de soja parcialmente hidrogenado empleado en la fritura de un alimento cárnico. Departamento Bioquímica de la Nutrición, Facultad de Bioquímica, Química y Farmacia, Universidad Nacional de Tucumán, Argentina.
- Juárez, M.D. y Masson, L. (2007). El deterioro de los aceites durante la fritura. Dpto. de Bioquímica de la Nutrición, INSIBIO-CONICET Facultad de Bioquímica Química y Farmacia, Universidad Nacional de Tucumán, Argentina.
- Paul, S. y Mittal, G.S. (1997). Regulating the Use of Degraded Oil/Fat in Deep-Fat/Oil Food Frying. School of Engineering, University of Guelph, Guelph, Ontario, Canada N1G 2W, 635-662.
- Ferreti, C.A. (2010). *Valoración catalítica de glicerol: síntesis de monoglicéridos* (Tesis doctoral). Universidad Nacional de Litoral, Argentina.

- Nouredдини, H., Harkey, W.H. y Gutsmar, M.R. (2004). A continuous process for de glycerolysis of soybean oil. Department of Chemical Engineering, University of Nebraska, Lincoln, EU.
- Ferretti, C.A., Catalysis Today (2017), <http://dx.doi.org/10.1016/j.cattod.2017.04.008>
- Echeverri, D.D, Cardeño, F. y Rios, L.A (2010). Glycerolysis of Soybean Oil with Crude Glycerol Containing Residual Alkaline Catalysts from Biodiesel Production. Applied Physical–Chemical Processes Group, University of Antioquia, Medellín, Colombia.
- Chetpattananondh, P. y Tongurai, C. (2008). Synthesis of high purity monoglycerides from crude glycerol and palm stearin. Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Prince of Songkla University, Hat Yai, Songkhla 90112, Thailand.
- Zhong, N., Li, L., Xu, X., Cheong, L., Xu, Z. y Li, B. (2013). High yield of monoacylglycerols production through low-temperature chemical and enzymatic glycerolysis. College of Light Industry and Food Sciences, South China University of Technology, Guangzhou, P. R. China School of Food Science, Guangdong Pharmaceutical University, Zhongshan, P. R. China.
- Rarokar NR, Menghani S, Kerzare D, Khedekar PB (2017) Progress in Synthesis of Monoglycerides for Use in Food and Pharmaceuticals. J Exp Food Chem 3: 128. doi:10.4172/2472-0542.1000128
- RICHARD L. DER.IMERLE, Associate Editor. *Emersol Process*. MELLON INSTITUTE, PITTSBURGH, PA.
- M. Pramparo, S. Prizzon y M.A. Martinello. (2005). *Estudio de la purificación de ácidos grasos, tocoferoles y esteroides a partir del destilado de desodorización*. Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Río Cuarto, Córdoba, Argentina.
- DURFEE L. COMBS. (1985). *Processing for Industrial Fatty Acids - I*. Emery Industries
- G. HARALDSSON. (1984). *Separation of Saturated/Unsaturated Fatty Acids*. Alfa-Laval A8, Box 500, S-14700 Tumba, Sweden.
- K.T. ZILCH (1979). *Separation of Fatty Acids*. Technical Director, Emery Industries, Inc., 4900 Este Avenue, Cincinnati, OH 45232.
- H. J. SCHMIDT. (1969). *Hydrogenation of Triglycerides Containing Linolenic Acids: II. Continuous Hydrogenation of Vegetable Oils*. Research Laboratory, Lurgi GeseUschaft ffor W-irme- und Chemotechnik mbH, Frankfurt (Main), Germany.
- Gerd Göbel, Erkrath, Fed. Rep. of Germany. (1989). *Process for the continuous hydrogenation of fats, fatty acids and fatty acid derivatives in the presence of a heterogeneous catalyst*. Henkel Kommanditgesellschaft auf Aktien, Duesseldorf, Fed. Rep. of German.



## CAPÍTULO 3

# Diseño del sistema de reactores

### **3.1 Objetivos**

El presente capítulo tiene como fin el diseño de los reactores principales que se encuentran en el proceso químico: el reactor de hidrólisis y el de glicerólisis. Para realizar el modelado que cumpla las especificaciones de diseño definidas en los capítulos precedentes, deben tenerse en cuenta el modelo cinético de reacción y el del reactor propiamente dicho. Por lo tanto, se debe calcular el volumen necesario del reactor para cumplir con un valor de conversión específico.

Además, se pretende realizar el diseño térmico de cada reactor, y analizar de forma cualitativa el sistema de control necesario para medir las variables operativas más importantes. Por último, se van a mencionar ciertas especificaciones constructivas o accesorios como los materiales de los reactores, el tipo de entrada o salida de las corrientes que involucran en la reacción.

El capítulo se divide en dos partes centrales, en donde se detalla el diseño de cada reactor, junto con el modelo cinético y los parámetros operativos más importantes.

### **3.2 Reactor de Hidrólisis**

#### ***3.2.1 Introducción***

El proceso químico utilizado para describir la reacción de hidrólisis es el proceso Colgate-Emery. Consiste en una torre de hidrólisis donde se ponen en contacto en contracorriente de forma continua la materia prima (triglicéridos o TG) con agua, trabajando a temperatura y presión elevadas y constantes (260 °C y 45 bar) sin presencia de catalizador. Para poder trabajar de manera prácticamente isotérmica, se inyecta una cantidad determinada de vapor en el reactor con el fin de suministrar el calor suficiente para dicho estado. El sistema fue descrito con antelación en el Capítulo 2, sin embargo resulta de interés para el desarrollo del presente capítulo, describir el tipo de reacción que se localiza en el equipo.

Respecto a la reacción, la misma puede escribirse en forma global de la siguiente manera:



Sin embargo, la reacción representa un modelo simplificado de lo que ocurre realmente, ya que puede escribirse por etapas, considerando previamente la formación de glicéridos como mono y diglicéridos (MG y DG):



Observando los productos formados y las reacciones, puede entenderse que se trata de un sistema heterogéneo, donde coexisten dos fases inmiscibles entre sí: orgánica y acuosa. La primera está conformada por los triglicéridos y ácidos grasos formados, mientras que en la segunda se encuentran el agua y el glicerol formado. Mientras que los triglicéridos y ácidos grasos son insolubles en fase acuosa, el agua y el glicerol poseen cierta

solubilidad en fase orgánica, por lo tanto la distribución de dichos componentes en esta fase resulta de gran interés para este capítulo.

La reacción transcurre en la fase orgánica, considerada como fase continua, donde el agua (la fase dispersa) reacciona con el triglicérido. Éstos hidrolizan y producen los glicéridos en primera instancia y luego los ácidos grasos, además de glicerol, que difunde nuevamente hacia la fase acuosa. Para comprender el proceso, a continuación se esquematiza qué ocurre en una rodaja del reactor:

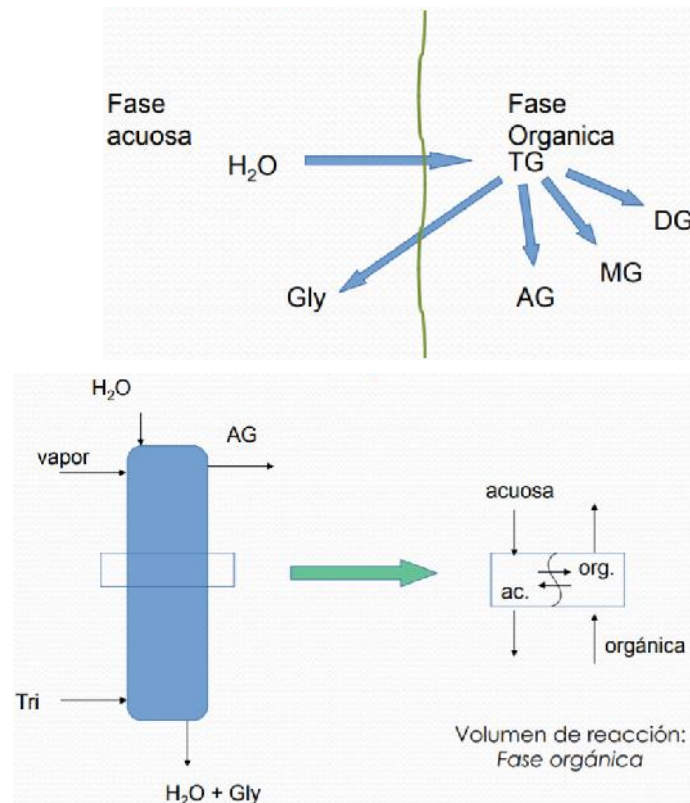


Figura 3.1. Comportamiento del sistema de reacción en una rodaja del reactor.

Una vez analizada la reacción química, puede concluirse también respecto a aspectos cinéticos, que la velocidad de reacción aumenta conforme lo hace la conversión. Al inicio solo hay triglicéridos (teniendo en cuenta que el porcentaje de ácidos grasos libres en la corriente de entrada no afecta considerablemente), el contacto entre los reactivos es bajo debido a la poca solubilidad en agua y la velocidad de reacción es baja. El mecanismo controlante de reacción es la transferencia de masa del agua hacia la fase orgánica y la misma ocurre en la interfase. A medida que la reacción avanza y se incrementa la solubilidad entre las fases, aumenta la concentración del agua en la fase orgánica y el proceso que controla es la cinética intrínseca de la reacción. De esta forma, el comportamiento tipo autocatalítico de la misma es de gran importancia a la hora de poder realizar el diseño del reactor.

### 3.2.2 Modelo cinético

Previo a la elección del modelado de reactor, es necesario determinar el diseño de la cinética de reacción más adecuada para representar el proceso de hidrólisis. Como es sabido, hay diversos modelos que poseen diferentes complejidades y con ello se obtienen múltiples soluciones. Una mayor complejidad numérica y resolutive conlleva a un resultado

final completo, y la solución simple posee limitaciones que deben ser complementadas con información adicional.

La decisión consiste en poder determinar:

- 1) Número de etapas de reacción.
- 2) Orden de reacción y carácter irreversible o reversible de la misma.
- 3) Existencia de transferencia de masa.

Respecto al primer ítem, puede plantearse una sola etapa donde los triglicéridos se convierten directamente en ácidos grasos o tres etapas, donde el mecanismo es semejante a las reacciones presentadas en "Introducción". Dentro de este tipo de planteo, puede considerarse o no la transesterificación de glicéridos. En el segundo ítem, la reacción puede considerarse de primer o segundo orden, y puede ser de carácter irreversible o reversible. Por último, puede no plantearse transferencia de masa entre la fase acuosa y orgánica, o bien considerarla como un equilibrio de fases o de manera explícita. Aquí, la distribución de glicerol en dicha fase juega un papel importante.

En este caso, se considera que el modelo de una sola etapa (conversión de triglicéridos a ácidos grasos) resulta simplificado para explicar el comportamiento real, por lo que se considera una reacción de 3 etapas con formación de glicéridos. Con respecto a transferencia de masa entre las fases, es importante tener en cuenta que la solubilidad del agua en la fase orgánica aumenta debido a la formación de ácidos grasos, posibilitando que la reacción posea un mecanismo de autocatálisis. Por lo tanto, puede plantearse un modelo considerando la transferencia de masa explícita entre fases o proponer una reacción autocatalítica donde la transferencia de materia esté involucrada de manera implícita en una constante cinética. En el modelo autocatalítico, una pequeña proporción de ácidos grasos libres provenientes de la materia prima utilizada (AVU de soja) provoca que aumente la solubilidad de agua en dicha fase y con ello, la velocidad de reacción y conversión de reactivo. Es por ello que para este tipo de reacción no es prioritario utilizar un catalizador externo.

Debido a la gran cantidad de propuestas de diseño, se han encontrado en bibliografía diversos modelos, diferenciándose en el número de etapas, el orden de reacción y la posibilidad de incluir la transferencia de masa entre las fases. Entre ellos se destacan los trabajos de Patill (1988), Namdev (1988), Wang (2012) y Jones (2019). Sin embargo, ninguno de ellos realiza el análisis para el aceite de soja ni otro aceite cuya composición sea similar (por ejemplo, aceite de girasol). Investigando otras fuentes, se hallaron dos trabajos científicos donde se proponen calcular las constantes cinéticas y de equilibrio considerando dos modelos diferentes: transferencia de masa y autocatálisis. El primero, Forero-Hernandez (2017), se desarrolló para el aceite de girasol y el segundo, Amber (2013), para el aceite de soja virgen.

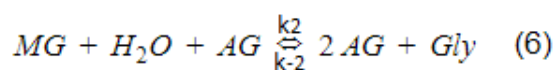
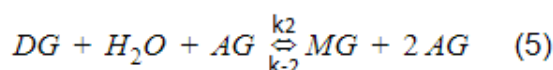
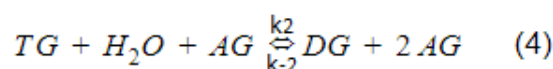
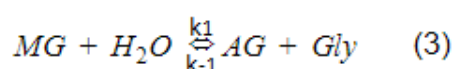
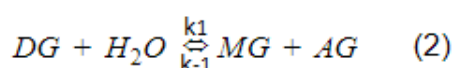
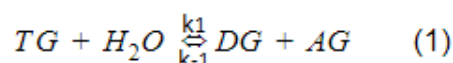
A partir de las consideraciones mencionadas previamente, se decidió utilizar el modelo autocatalítico para describir el comportamiento cinético de la reacción, además de ser el único trabajo encontrado para la materia prima a utilizar (AVU de soja). No obstante deben resaltarse las siguientes consideraciones o suposiciones que se realizan en el trabajo de Amber, que difieren del presente informe:

- El experimento cinético se realiza con aceite de soja puro, sin contenido de impurezas ni ácidos grasos libres en su composición inicial. Para simular el

comportamiento de la reacción, se adiciona a tiempos iniciales una pequeña cantidad de ácidos grasos libres.

- El reactor utilizado para llevar a cabo la reacción es de tipo batch (por lotes), por lo tanto, se realiza un calentamiento por una resistencia para mantener estable la temperatura en lugar de inyectar una cantidad específica de vapor.
- Se utiliza una relación aceite de soja:agua de 1:4 en peso para llevar a cabo las corridas experimentales.

El modelo planteado consiste en una serie de reacciones reversibles en las cuales intervienen los ácidos grasos libres como reactivos para acelerar la velocidad de reacción. Las mismas pueden observarse a continuación:



En el primer set de reacciones (1-3) no se considera la adición de ácidos grasos libres. Aquí, se ha supuesto que las constantes cinéticas son las mismas para TG, DG y MG y son independientes de la longitud de la cadena de carbonos, suponiendo una aproximación donde se reducen el número de constantes cinéticas de 6 a 2. Aquí  $k_1$  representa a la constante cinética de la reacción irreversible, mientras que  $k_{-1}$  es la constante para la reacción reversible.

En el segundo set de reacciones (4-6) puede visualizarse el efecto autocatalítico de la reacción ya que se agregan los ácidos grasos como parte de los reactivos para favorecer la conversión. De igual manera que en el primer set, las constantes cinéticas se suponen iguales e independientes de la longitud de la cadena de carbonos. Aquí  $k_2$  representa a la constante cinética de la reacción autocatalítica irreversible, mientras que  $k_{-2}$  es la constante para la reacción reversible. Las mismas exhiben un comportamiento que depende de la temperatura de manera exponencial debido a la ecuación de Arrhenius:

$$k_i = A_i * e^{-\frac{E_{ACT,i}}{R*T}}$$

Donde:

$$- \quad k_1 = k_{-1} [=] \frac{L}{mol*s} ; \quad k_2 = k_{-2} [=] \frac{L^2}{mol^2*s}$$

- $A_i$ : Factor preexponencial de Arrhenius [=]  $\frac{L}{mol*s}$
- $E_{ACT,i}$ : Energía de activación de la reacción [=]  $\frac{J}{mol}$
- $R$ : Constante universal de los gases [=]  $\frac{J}{K*mol}$
- $i$ :
  - Para las reacciones (1-3):  $i = 1$  (Irreversible),  $i = -1$  (Reversible)
  - Para las reacciones (4-6):  $i = 2$  (Irreversible),  $i = -2$  (Reversible)

Una vez definidas las reacciones involucradas en el modelo, se procede a plantear las expresiones de velocidad de reacción para cada uno de los elementos que intervienen. Se considera que puede escribirse como la variación de la concentración de la especie respecto al tiempo:  $r_i = \frac{dC_i}{dt}$  [=]  $\frac{mol}{L*s}$ . Luego:

$$r_{TG} = \frac{dC_{TG}}{dt} = -k_1 * [TG] * [H_2O] + k_{-1} * [DG] * [AG] - k_2 * [TG] * [H_2O] * [AG] + k_{-2} * [DG] * [AG]^2$$

$$r_{DG} = \frac{dC_{DG}}{dt} = -k_{-1} * [DG] * [AG] - k_1 * [DG] * [H_2O] + k_1 * [TG] * [H_2O] + k_{-1} * [MG] * [AG] - k_{-2} * [DG] * [AG]^2 - k_2 * [DG] * [H_2O] * [AG] + k_2 * [TG] * [H_2O] * [AG] + k_{-2} * [MG] * [AG]^2$$

$$r_{MG} = \frac{dC_{MG}}{dt} = -k_{-1} * [MG] * [AG] - k_1 * [MG] * [H_2O] + k_1 * [DG] * [H_2O] + k_{-1} * [G] * [AG] - k_{-2} * [MG] * [AG]^2 - k_2 * [MG] * [H_2O] * [AG] + k_2 * [DG] * [H_2O] * [AG] + k_{-2} * [G] * [AG]^2$$

$$r_G = \frac{dC_G}{dt} = -k_{-1} * [G] * [AG] + k_1 * [MG] * [H_2O] - k_{-2} * [G] * [AG]^2 + k_2 * [MG] * [AG] * [H_2O]$$

$$r_{H_2O} = \frac{dC_{H_2O}}{dt} = k_{-1} * [G] * [DG] * [MG] * [AG] - k_1 * [TG] * [DG] * [MG] * [H_2O] + k_{-2} * [G] * [DG] * [MG] * [AG]^2 - k_2 * [TG] * [DG] * [MG] * [AG] * [H_2O]$$

$$r_{AG} = \frac{dC_{AG}}{dt} = -k_{-1} * [G] * [DG] * [MG] * [AG] + k_1 * [TG] * [DG] * [MG] * [H_2O] + k_{-2} * [G] * [DG] * [MG] * [AG]^2 + k_2 * [TG] * [DG] * [MG] * [AG] * [H_2O]$$

Antes de proceder a mostrar los valores de los parámetros obtenidos, es válido realizar la siguiente aclaración. Este trabajo se apoya en otras investigaciones, una de ellas expresa las velocidades de reacción en función de las concentraciones totales del sistema de reacción, es decir, de la fase acuosa y orgánica. Por lo tanto, la investigación de Amber de donde se obtiene el modelo cinético para diseñar el reactor también usa esta consideración. Esto es de gran importancia ya que a la hora de calcular el volumen necesario de la torre de hidrólisis, se está determinando el volumen total del equipo, no solamente el volumen de reacción (volumen de fase orgánica), debido a que se considera que la relación de retención de fases es la misma y que está contemplada en el modelo cinético.

Las ecuaciones diferenciales ordinarias para el cambio en las concentraciones de especies a lo largo del tiempo se resuelven utilizando un método Runge-Kutta de cuarto orden. Los parámetros del modelo cinético se obtuvieron utilizando la función Solver de análisis de regresión no lineal en Microsoft Excel para minimizar la suma de los errores al

cuadrado entre la predicción del modelo de concentración molar de FA y la medida experimentalmente. De esta forma pueden obtenerse los valores de energías de activación y factores preexponenciales para las reacciones involucradas (ver Tablas 3.1 y 3.2).

Tabla 3.1. Valores de factores preexponenciales para el set de reacciones.

$A_i$	Valor
$A_1 [ \frac{L}{mol \cdot s} ]$	3724
$A_{-1} [ \frac{L}{mol \cdot s} ]$	$1.294 \cdot 10^{11}$
$A_2 [ \frac{L^2}{mol^2 \cdot s} ]$	0.026
$A_{-2} [ \frac{L^2}{mol^2 \cdot s} ]$	$8.747 \cdot 10^5$

Tabla 3.2. Valores de energía de activación para el set de reacciones.

$E_{ACT,i}$	Valor
$E_{ACT,1} [ \frac{J}{mol} ]$	90290
$E_{ACT,-1} [ \frac{J}{mol} ]$	158750
$E_{ACT,2} [ \frac{J}{mol} ]$	26770
$E_{ACT,-2} [ \frac{J}{mol} ]$	95230

Por último, el trabajo de Amber estima el valor del calor de reacción mediante la resta de las energías de activación directa e inversa, obteniendo  $\Delta H_{rxn} = -68470 \frac{J}{mol}$ . Las entalpías de reacción del par de set de reacciones son idénticas, por lo tanto se define un único término para poder utilizarlo en el diseño del reactor.

El calor de reacción obtenido para el set de reacciones se compara con otras entalpías propuestas por Amber. Por ejemplo, el valor experimental de  $36900 \frac{J}{mol}$  para la hidrólisis del oleato de etilo que informa Changi (2011) y las entalpías de formación de NIST para agua, trioleína y productos de glicerol y ácido oleico, obteniendo un valor de  $\Delta H_{rxn}$  igual a  $29000 \frac{J}{mol}$ . Teniendo en cuenta las suposiciones hechas en el modelo cinético y en el cálculo del calor de reacción teórico, el valor calculado resulta adecuado y dentro del orden de magnitud.

### 3.2.3 Modelo de reactor

El modelo del reactor se planteó en Mathcad, donde el objetivo es diseñar la torre de hidrólisis como un reactor tubular ideal (TUB) en contracorriente. Si bien el trabajo de Amber se lleva a cabo en un reactor discontinuo, la explicación de por qué se elige esta disposición es detallada posteriormente.

Como primera medida, se supuso que la corriente de entrada de triglicéridos estaba compuesta únicamente por trilinoleína, ya que el ácido linoleico es el componente

mayoritario en los triglicéridos de la materia prima. De igual manera, y por las mismas razones, se supone que el diglicérido, el monoglicérido y los ácidos grasos, están compuestos únicamente por dilinoleína, monolinoleína y ácido linoleico respectivamente. Por otro lado, se consideró que los compuestos polares estaban formados por una mezcla de ácidos grasos libres, monoglicéridos y diglicéridos, sin tener en cuenta los compuestos poliméricos tal como se había especificado en el capítulo 2. Es por ello que el contenido de compuestos poliméricos se repartió entre los restantes compuestos polares, con el fin de simplificar los cálculos. En la Tabla 3.3 se presenta la composición de aceite de soja usado que se consideró para ingresar al reactor.

Tabla 3.3. Composición de aceite de soja usado considerada en el modelo.

Compuesto	Fracción másica ( $\omega_i$ )
Trilinoleína	0,773
Dilinoleína	0,093
Monolinoleína	0,113
Ácido linoléico	0,021

Se trabajó con una entrada de agua tal que la relación en peso entre agua y AVU sea 4:1, que es la relación considerada en el modelo cinético. El caudal de AVU procesado es de 4667 kg/h (4.667 tn/h). Por otro lado, como la velocidad de reacción está expresada en función de las concentraciones totales, es decir, considerando la fase orgánica y la acuosa, se asumió para el modelo propiedades totales a pesar de que el sistema es heterogéneo. Para esto, se consideró un sistema de seis componentes: trilinoleína, dilinoleína, monolinoleína, ácido linoléico, glicerol y agua, cuya composición inicial se calculó como si el sistema en el reactor fuera una mezcla de las corrientes de entrada. En la Tabla 3.4 se informa la composición del sistema que se utilizó como entrada al reactor para su diseño.

Tabla 3.4. Composición del sistema al ingreso del reactor.

Compuesto	Fracción másica ( $\omega_i$ )
Trilinoleína (TG)	0.155
Dilinoleína (DG)	0.019
Monolinoleína (MG)	0.023
Ácido linoléico (AG)	0.004
Glicerol (Gly)	0
Agua (H <sub>2</sub> O)	0.8

Con estos valores y las propiedades de cada componente se calcularon las propiedades del sistema (peso molecular y densidad) como:



$$PM_S = \frac{1}{\frac{\omega_{TG}}{PM_{TG}} + \frac{\omega_{DG}}{PM_{DG}} + \frac{\omega_{MG}}{PM_{MG}} + \frac{\omega_{GLY}}{PM_{GLY}} + \frac{\omega_{AG}}{PM_{AG}} + \frac{\omega_{H2O}}{PM_{H2O}}}$$

$$\rho_S = \rho_{TG} * \omega_{TG} + \rho_{DG} * \omega_{DG} + \rho_{MG} * \omega_{MG} + \rho_{GLY} * \omega_{GLY} + \rho_{AG} * \omega_{AG} + \rho_{H2O} * \omega_{H2O}$$

Donde:

- $\omega_i$  : Fracción másica del componente "i" [g/g<sub>tot</sub>]
- $PM_i$  : Peso molecular del componente "i" [g/mol<sub>i</sub>]
- $\rho_i$  : Densidad del componente "i" [kg/m<sup>3</sup>]

En este caso, la densidad y el peso molecular de los triglicéridos, diglicéridos, monoglicéridos y ácidos grasos se estimaron considerando solo la presencia de trilinoleína, dilinoleína, monolinoleína y ácido linoleico respectivamente. Los valores de cada una de estas propiedades son informadas en la sección 8.2 del Anexo.

Debido a que el 80% del sistema está compuesto por agua, puede considerarse que las propiedades de los componentes se mantienen constantes a lo largo del reactor e iguales a las de entrada. Se calcularon las concentraciones iniciales de cada especie de la siguiente manera:

$$Co_i = \frac{\rho_S * \omega_i}{PM_i}$$

Una vez calculadas las concentraciones iniciales de cada especie al reactor, se eligió diseñar al mismo como un TUB en contracorriente. Previa a esta decisión se compararon los perfiles de concentración para un reactor tanque agitado discontinuo (TAD) y un reactor tubular ideal (TUB). Una vez realizados los perfiles, se propuso calcular la concentración de salida de producto (ácidos grasos) para ambas propuestas con un mismo parámetro: tiempo de reacción en un TAD y tiempo de residencia en un TUB. Se halló que para cualquier valor de tiempo utilizado, la concentración de salida en el reactor tubular es mayor que la correspondiente en un tanque agitado discontinuo. Esto provoca un aumento en la producción de ácidos grasos si se decide emplear un reactor tubular, lo que resulta beneficioso.

Si bien el modelo cinético utilizado para diseñar el reactor se basa en una operación discontinua (batch), los resultados pueden extrapolarse a la operación continua. Además, se opta por diseñar una torre en contracorriente en vez de una disposición en paralelo de los reactivos. La razón radica en que en la primera opción se logra un mayor tiempo de contacto entre los reactivos en toda la longitud del reactor.

A continuación se muestran los balances de masa por componente y el balance térmico global planteados para el TUB. Respecto al balance de masa, el mismo se expresa de forma genérica como:

$$F_i = F_i + dF_i + (-r_i) * dV$$

Donde:

- $F_i$ : Caudal molar del componente i [mol/s]
- $(-r_i)$ : Velocidad de reacción del componente i [mol/L\*s]
- $V$ : Volumen del reactor [L]

Como el sistema es líquido, el caudal volumétrico es constante y  $F_i = Q_o * C_i$ , se puede reescribir el balance como:

$$\frac{dC_i}{dV} = \frac{(-r_i)}{Q_o}$$

Donde:

- $Q_o$ : Caudal volumétrico total (fase orgánica y acuosa) [L/s]. El mismo fue calculado de la siguiente manera:

$$Q_o = \frac{W_{tot}}{\rho_s} = \frac{W_{f.acuosa} + W_{f.orgánica}}{\rho_s} = 6.578 \frac{L}{s}$$

Siendo:

- $W_{tot}$ : Caudal másico total del sistema [kg/s] =  $6.482 \frac{kg}{s}$
- $W_{f.acuosa}$ : Caudal másico de la corriente de agua [kg/s] =  $5.186 \frac{kg}{s}$
- $W_{f.orgánica}$ : Caudal másico de la corriente de triglicéridos [kg/s] =  $1.296 \frac{kg}{s}$
- $C_i$ : Concentración del componente i [mol/L]

Luego, para el análisis térmico del reactor se estudió inicialmente su operación en forma adiabática ( $Q = 0$ ), con el fin de observar la evolución del sistema en la torre. El balance de energía para el reactor en estas condiciones es:

$$W_{tot} * c_p(T) * \frac{dT}{dV} = \sum_j [(-\Delta H_{rj}) * r_j(T)]$$

Donde:

- $j$ : Reacción del modelo cinético involucrado
- $C_{p,s}$ : Capacidad calorífica del sistema [J/kg\*K]
- $\Delta H_r$ : Calor de reacción =  $-68470 \frac{J}{mol}$

Dado que no se habían definido anteriormente, las expresiones de velocidad para cada reacción del modelo cinético son:

$$\begin{aligned}
r_1 &= k_1 * [TG] * [H_2O] - k_{-1} * [DG] * [AG] [=] \frac{mol}{L*s} \\
r_2 &= k_1 * [DG] * [H_2O] - k_{-1} * [MG] * [AG] [=] \frac{mol}{L*s} \\
r_3 &= k_1 * [TG] * [H_2O] - k_{-1} * [Gly] * [AG] [=] \frac{mol}{L*s} \\
r_4 &= k_2 * [TG] * [H_2O] * [AG] + k_{-2} * [DG] * [AG]^2 [=] \frac{mol}{L*s} \\
r_5 &= k_2 * [DG] * [H_2O] * [AG] + k_{-2} * [MG] * [AG]^2 [=] \frac{mol}{L*s} \\
r_6 &= k_2 * [MG] * [H_2O] * [AG] + k_{-2} * [Gly] * [AG]^2 [=] \frac{mol}{L*s}
\end{aligned}$$

Por otro lado, se calculó el calor específico de la mezcla considerando su dependencia con la temperatura y la contribución de cada componente. De esta manera, se definen las capacidades de forma genérica de acuerdo a un fórmula extraída de fuentes bibliográficas [Zong(2010)]:

$$cp_i = \frac{A1+A2*T}{PM_i}$$

Donde:

- $cp_i$ : Capacidad calorífica del componente i [J/kg\*K]
- A1: Coeficiente 1 del componente i
- A2: Coeficiente 2 del componente i
- $PM_i$ : Peso molecular de cada componente [kg/kmol]

Especificando para cada componente:

$$cp_{TG} = \frac{61355+148,23*T}{PM_{TG}}$$

$$cp_{DG} = \frac{215060+148,23*T}{PM_{DG}}$$

$$cp_{MG} = \frac{368760+148,23*T}{PM_{MG}}$$

$$cp_{H_2O} = 4318$$

$$cp_{AG} = \frac{397600+148,23*T}{PM_{AG}}$$

El cp del agua se considera constante ya que permanece prácticamente invariable en función de la temperatura. Con las expresiones de calor específico y la fracción molar de entrada de cada componente se expresó el cp de sistema en función de la temperatura:

$$cp_m(T) = \sum cp_i * \omega_i$$

Una vez especificados los términos principales de cada balance, se resuelven los mismos de manera acoplada mediante el programa Mathcad, haciendo uso de una de sus herramientas matemáticas: Runge-Kutta. Aquí se plantea un sistema de siete ecuaciones diferenciales de primer orden (seis balances de materia y uno de energía) con el fin de hallar la evolución de las concentraciones de cada especie con el volumen del reactor y la temperatura del sistema. Por lo tanto, en la Figura 3.2 se presentan los perfiles de concentración para cada componente. Antes de proceder a mostrar los mismos, se muestran las condiciones iniciales necesarias para resolver los balances:

$$C_{TG,i} = 0.173 \frac{\text{mol TG}}{\text{L}} ; C_{Gly,i} = 0 \frac{\text{mol Gly}}{\text{L}} ; C_{DG,i} = 0.026 \frac{\text{mol DG}}{\text{L}} ;$$

$$C_{MG,i} = 0.057 \frac{\text{mol MG}}{\text{L}} ; C_{H_2O,i} = 43.798 \frac{\text{mol H}_2\text{O}}{\text{L}} ; C_{AG,i} = 0.029 \frac{\text{mol AG}}{\text{L}} ;$$

$$T_i = 533 \text{ K} ;$$

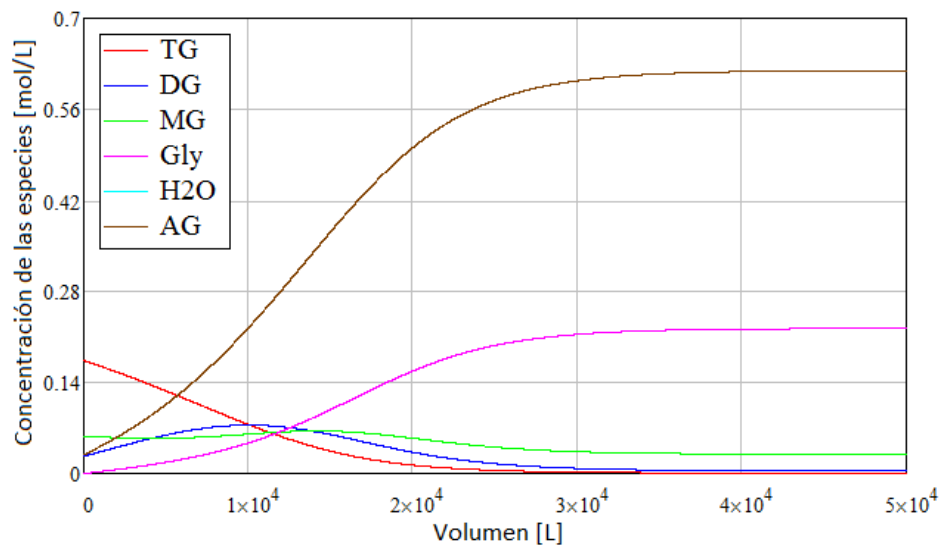


Figura 3.2. Concentración de cada componente en función del volumen de reactor.

Por cuestiones de escala, en la Figura 3.2 no se observa la variación de la concentración del agua, ya que la misma se encuentra en gran exceso respecto a las otras especies. Para observar su comportamiento, a continuación se grafica su evolución:

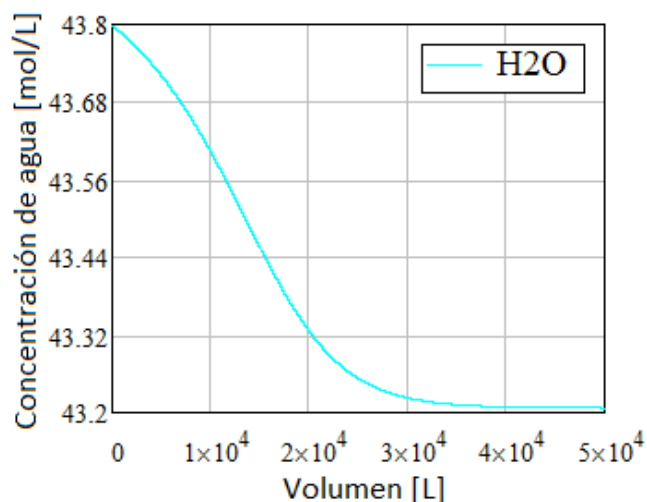


Figura 3.3. Concentración del agua en función del volumen de reactor.

Respecto al comportamiento de las especies en el reactor, en la Figura 3.3 el agua exhibe claramente su carácter de fluido en exceso, donde prácticamente no sufre cambios en la concentración a medida que transcurre la reacción. En la Figura 3.2 se pueden observar el comportamiento de las especies restantes, donde puede destacarse lo siguiente:

- Los triglicéridos (TG) se consumen para formar los compuestos intermedios de reacción (DG y MG) y los ácidos grasos correspondientes hasta llegar a una concentración de equilibrio que se mantiene constante.
- Los ácidos grasos (AG) son el principal producto de reacción, por ello se generan conforme avanza la misma hasta llegar prácticamente al equilibrio de reacción. Su concentración inicial no es nula debido a que la corriente de materia prima contiene un pequeño porcentaje de los mismos.
- El glicerol (Gly) muestra el mismo comportamiento que los AG, siendo éstos el subproducto de reacción que se retira en gran parte con el agua por el fondo de la torre.
- Los diglicéridos (DG) exhiben un comportamiento característico de un compuesto intermediario de reacción: primero se generan gracias a que se favorece su formación por sobre su consumo ( $k_1$  es mayor que  $k_{1,rev}$ ) para luego llegar a un máximo de concentración. Una vez alcanzado el pico, los mismos se consumen debido a la cinética de la reacción autocatalítica (se favorece su consumo sobre su formación) hasta lograr estabilizarse en un valor.
- Los monoglicéridos (MG) presentan un perfil particular, que difiere del obtenido para los DG. En este caso, como al comenzar la reacción se tiene un porcentaje de estos componente en el sistema, primero actúan como reactivos para formar los ácidos grasos, pero a su vez, se forman producto de las primeras tres reacciones que están involucradas en el sistema de reacción autocatalítico. Luego de un cierto tiempo, el perfil es decreciente hasta llegar a un valor constante producto del equilibrio de reacción. Dicho comportamiento no se logra apreciar correctamente en la Figura 3.2, es por ello que se dispone de una figura para observar el perfil de monoglicéridos (ver Figura 3.4).

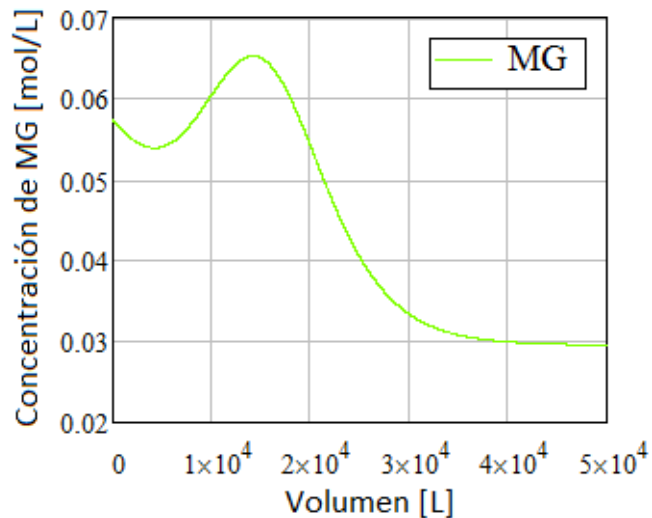


Figura 3.4. Perfil de concentración de MG en función del volumen de reactor.

Como se anticipó, la resolución de las ecuaciones diferenciales incluye la variación de la temperatura dentro de la torre. Por lo tanto, en la siguiente figura se puede observar el comportamiento térmico del sistema en función del volumen del reactor.

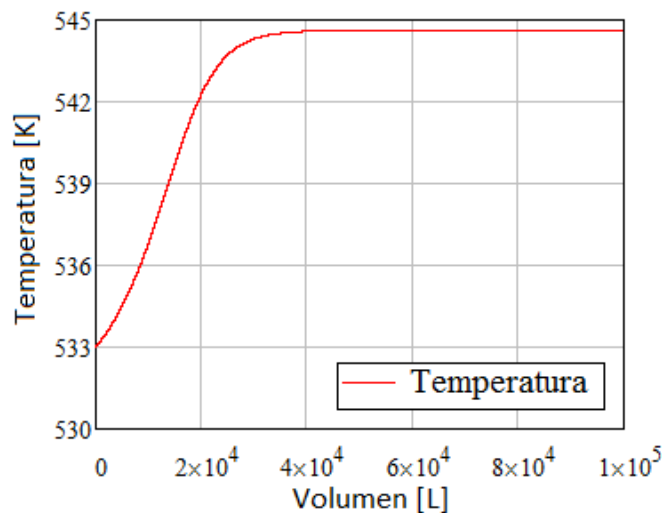


Figura 3.5. Perfil de temperatura del sistema en la torre.

El objetivo de plantear un balance térmico suponiendo la operación adiabática, es decir, que la pérdida de calor con los alrededores sea nula, es observar la máxima elevación de temperatura que sufre el sistema de reacción. Debido a que las reacciones son exotérmicas, la liberación de calor provoca un aumento de la temperatura del sistema. La mayor elevación de temperatura puede obtenerse como:

$$\Delta T_{\text{máx}} = T_{\text{máx}} - T_{\text{inicial}} = 11.6 \text{ K}$$

Por ende, la temperatura más alta a la que puede llegar el reactor es de 271.6°C. La temperatura máxima que puede alcanzar el reactor no presenta un riesgo en relación a la temperatura de descomposición de los triglicéridos. Ésta es de 280 °C, lo cual no implica un riesgo. Sin embargo, se debe analizar cuidadosamente el estado físico de la materia en que se encuentra el agua. A 271 °C y 45 bar se encuentra como vapor sobrecalentado, lo que

puede generar un aumento aún mayor en la temperatura del sistema. El diseño térmico del reactor se explicará con mayor detalle más adelante en la siguiente sección.

Para determinar el volumen del reactor se deben tener en cuenta varios aspectos. Según la bibliografía del proceso Colgate-Emery, el reactor suele tener un diámetro entre 0.5 y 1.2 m ( $D_{\min}$  y  $D_{\max}$ ), y una altura entre 18 y 24 m ( $L_{\min}$  y  $L_{\max}$  respectivamente). Considerando que la torre analizada puede modelarse como un cuerpo cilíndrico, se pueden calcular las dimensiones mínimas y máximas que se exigen para dicho reactor. De forma genérica, el volumen del reactor puede determinarse de la siguiente manera:

$$Vol_{reactor} = \frac{\pi * D^2 * L}{4} [=] m^3$$

La Tabla 3.5 muestra las dimensiones límite para el diseño de la torre:

Tabla 3.5. Dimensiones límite de la torre según Bibliografía.

Dimensión	Fórmula	Volumen [m <sup>3</sup> ]
Mínima	$\frac{\pi * D_{\min}^2 * L_{\min}}{4}$	3.5
Máxima	$\frac{\pi * D_{\max}^2 * L_{\max}}{4}$	27.1

De acuerdo a los datos bibliográficos encontrados, se debe diseñar un reactor que se encuentre en dicho rango de volúmenes para lograr un requerimiento de producción.

Por otro lado, como las reacciones del modelo cinético son reversibles, la conversión máxima posible no es 1, sino la conversión de equilibrio. Como es sabido, el equilibrio se alcanza a un tiempo infinito, necesitando un volumen de reactor también infinito. Por lo tanto, se observa en la Figura 3.2 qué volumen de reactor otorga una concentración de ácidos grasos prácticamente constante. Para un volumen de 43 m<sup>3</sup> se logra una conversión de 0.997. Esto se realiza con el propósito de tomar una decisión de compromiso sobre qué dimensión del reactor cumple con el requerimiento de conversión.

Según se definió en el Capítulo 2, la conversión esperada en el reactor de hidrólisis es de 0.95, por lo que se buscó obtener dicha conversión a la salida. Este requerimiento se cumple con un reactor de 21.9 m<sup>3</sup>. A modo comparativo se analizó la producción de ácidos grasos obtenida en los dos volúmenes posibles de reactor, definida como:

$$Producción\ AG = C_{AG, salida} * Q_{total} [=] \frac{Tn\ AG}{h}$$

Para el caso del reactor de 43 m<sup>3</sup>, la producción resultó ser de 4.11 tn/h, mientras que para los 21.9 m<sup>3</sup> la misma fue de 3.568 tn/h. Analizando la pérdida de producción que representa dicha disminución de la conversión, se obtuvo que aproximadamente se pierde un 13.5%. Dicho porcentaje fue calculado de la siguiente manera:

$$Pérdida\ producción\ AG\ (\%) = \left( \frac{Producción\ AG_{43\ m^3} - Producción\ AG_{21.9\ m^3}}{Producción\ AG_{43\ m^3}} \right) * 100$$

Otro parámetro de análisis a considerar es la reducción en el volumen del reactor. El mismo puede ser calculado mediante la ecuación mostrada a continuación:

$$\text{Reducción volumen (\%)} = \left( \frac{43 \text{ m}^3 - 21.9 \text{ m}^3}{21.9 \text{ m}^3} \right) * 100 = 49.1 \%$$

Tomando en cuenta los dos parámetros analizados recientemente, se observa que, a priori, resulta ser una decisión de compromiso acertada utilizar un reactor de menor volumen. La reducción de casi el 50% de volumen respecto a una pérdida del 13% no solo compensa dicha baja en la producción en términos económicos, sino que representa un beneficio constructivo a posteriori pues se debería diseñar un reactor del doble de tamaño.

Por último, se informa el tiempo espacial del reactor, definido como el tiempo promedio de residencia de los reactivos en la torre. El mismo se calcula como:

$$\tau = \frac{V_{rxn}}{Q_{vol}} = \frac{21.9 \text{ m}^3}{23.05 \frac{\text{m}^3}{h}} = 0.95 \text{ horas}$$

Por último, es válido destacar que la torre de acero inoxidable diseñada posee un espesor que debe designarse al momento de su construcción. Adoptando un criterio conservador considerando las dimensiones de la torre y las condiciones operativas, se decide utilizar un espesor de pared de 10 mm (1 cm).

En conclusión, las dimensiones finales del diseño se podrán visualizar en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Dimensiones de la torre de Hidrólisis.

Dimensión	Valor
Volumen [m <sup>3</sup> ]	22
Altura [m]	19.5
Diámetro [m]	1.2
Espesor [m]	0.01

### 3.2.4 Diseño Térmico

Una vez diseñado el reactor de hidrólisis definiendo sus parámetros más relevantes, se procede a realizar el diseño térmico de la torre. Realizando un breve resumen, se opera el reactor a 260 °C y siguiendo el modelo planteado en la sección 3.2.3, la temperatura en su interior se eleva 10 °C si se opera de forma adiabática. En la realidad resulta imposible operar un reactor de la forma recién mencionada dado que se encuentra inmerso en un ambiente donde la temperatura es menor. Por lo tanto pierde calor con el medio ambiente, siendo liberado a la atmósfera y generando un riesgo para la seguridad de los empleados a cargo. Si algún trabajador llega a estar en contacto con el reactor que se encuentra a una temperatura tan elevada, puede sufrir accidentes como quemaduras, teniendo consecuencias no favorables para su salud.



Para compensar las pérdidas de calor con el medio ambiente pueden utilizarse diversas alternativas, como por ejemplo, la utilización de una camisa. La propuesta resulta difícil de aplicar en el reactor actual, dados los elevados costos operativos y de mantenimiento que requiere. Otra manera es el recubrimiento de la torre con un material aislante acorde, que resulta la más apropiada y sencilla de efectuar.

Sin embargo, previo al análisis del tipo de aislante a utilizar, se calculan las pérdidas de calor con el ambiente que tiene el reactor considerando que no se ha recubierto. El objetivo es determinar cuantitativamente el calor perdido para luego compararlo con el calculado con el aislante adecuado.

### 3.2.4.1 Pérdidas de calor sin la utilización de aislante

En la siguiente figura puede observarse esquemáticamente el interior de la torre de hidrólisis, donde se pueden visualizar los flujos de calor que intervienen en el proceso.

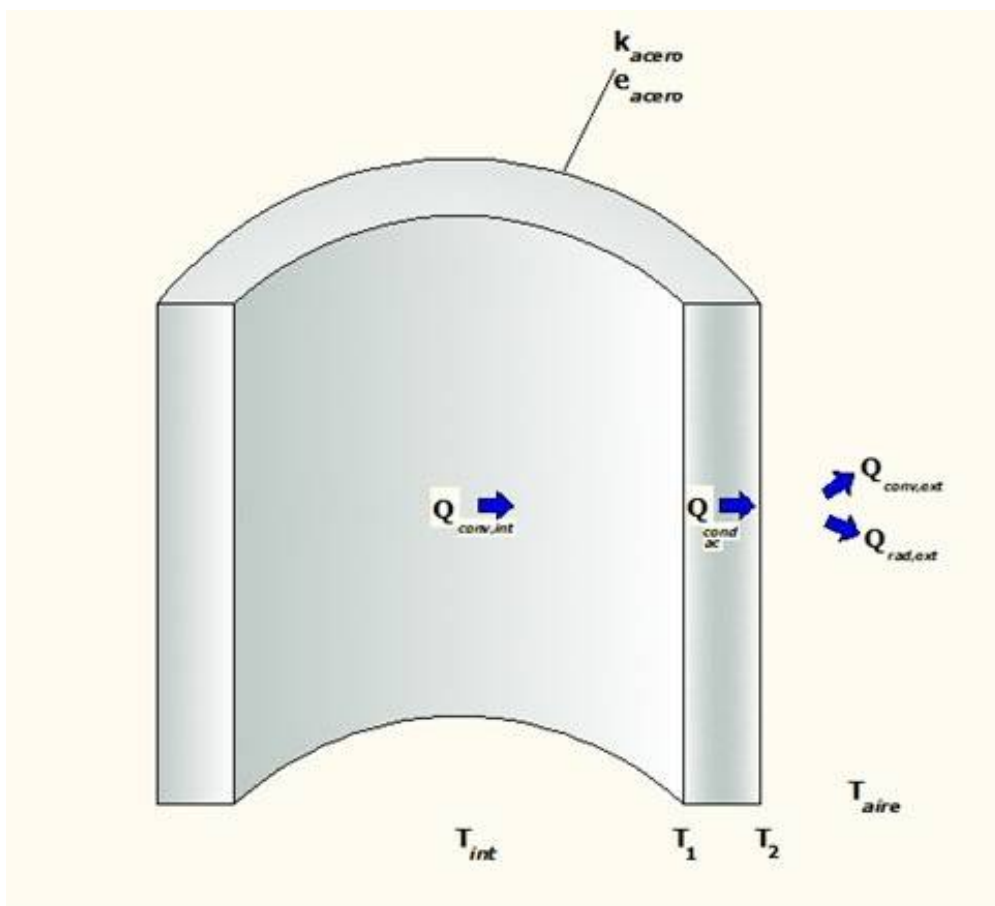


Figura 3.6. Mecanismos de transferencia de calor en la torre de hidrólisis sin aislación.

Describiendo los procesos de transferencia de calor que se muestran en la Figura 3.6, se destacan los siguientes:

- Convección forzada dentro del reactor, el cual emite un flujo de calor desde el interior hacia la pared de la torre ( $Q_{\text{convección,interna}}$ ).
- Conducción del material de la torre, es decir, se considera que en el espesor del reactor, se intercambia calor por este mecanismo ( $Q_{\text{conducción}}$ ).

- Convección natural y radiación externa, donde ambos mecanismos surgen de la presencia del aire que se encuentra a una temperatura ambiente e intercambia calor con la pared externa ( $Q_{convección,externa}$  y  $Q_{radiación}$ ).

La orientación de las flechas es hacia afuera ya que la transferencia de calor ocurre desde el reactor que se encuentra a mayor temperatura al medio que tiene menor temperatura. En estado estacionario el flujo de calor es uniforme, por lo tanto se produce la igualación de los flujos planteados anteriormente. En términos de ecuación, el calor disipado puede calcularse de la siguiente manera:

$$Q_{disipado} = Q_{convección,interna} = Q_{conducción} = Q_{convección,externa} + Q_{radiación}$$

Las ecuaciones que modelan los flujos de calor involucrados se obtienen del planteo de un balance energético en estado estacionario, despreciando las pérdidas de calor por los lados superior e inferior del reactor debido a que la longitud del equipo es considerablemente mayor a su radio. Es decir, solo se plantean las pérdidas por los laterales. A modo de resumen, se indican las expresiones de cada calor:

- $Q_{convección,interna} = h_{int} * A_{int} * (T_{int} - T_1)$
- $Q_{conducción} = k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_2}{r_1})} * (T_1 - T_2)$
- $Q_{convección,externa} = h_{ext} * A_{ext} * (T_2 - T_{aire})$
- $Q_{radiación} = \varepsilon * \sigma * A_{ext} * (T_2^4 - T_{aire}^4)$

Donde:

- $T_{int}$  : Temperatura dentro del reactor = 533 K (260 °C)
- $T_1$  : Temperatura en la pared interna del reactor [=] K
- $T_2$  : Temperatura en la pared externa del reactor [=] K
- $T_{aire}$  : Temperatura ambiente del aire = 298 K (25 °C)
- $\varepsilon$  : Emisividad promedio del acero inoxidable a  $T_{ext} = 0.235$
- $\sigma$  : Constante de Stefan - Boltzmann =  $5.67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 * K^4}$
- $k_{ac}$  : Conductividad térmica del acero inoxidable a  $T_{int} = 18.25 \frac{W}{m * K}$
- $h_{int}$  : Coeficiente de convección interna en el reactor [=]  $\frac{W}{m^2 * K}$
- $h_{ext}$  : Coeficiente de convección externa en el reactor [=]  $\frac{W}{m^2 * K}$
- $r_1$  : Radio interno de la torre de hidrólisis = 0.6 m
- $e_1$  : Espesor del reactor de acero inoxidable = 0.01 m
- $r_2$  : Radio externo de la torre de hidrólisis =  $r_1 + e_1 = 0.61$  m
- $L$  : Altura de la torre de hidrólisis = 19.5 m
- $A_{int}$  : Área interior del reactor =  $2 * \pi * r_1 * L = 73.513$  m<sup>2</sup>

$$\rightarrow A_{\text{ext}} : \text{Área exterior del reactor} = 2 * \pi * r_2 * L = 74.738 \text{ m}^2$$

### Coefficientes de convección (h)

Para el cálculo de los coeficientes de convección, tanto interno como externo, se utilizaron correlaciones para el número de Nusselt (Nu). Este número adimensional representa la relación que existe entre el calor transferido por convección a través del fluido y el que se transferirá si solo existiese conducción. Se define como:

$$Nu = \frac{h * L}{k}$$

Donde k es la conductividad del fluido y L es la longitud característica. En ambos casos L es la altura del reactor.

En el caso del coeficiente de convección externo se utilizó la expresión recomendada por McAdams de relación empírica para la convección libre desde cilindros verticales:

$$Nu (T_{\text{película}}) = 0.1 * (Gr * Pr)^{\frac{1}{3}}$$

Donde:

$$\rightarrow T_{\text{película}} = \frac{T_2 + T_{\text{aire}}}{2}$$

$$\rightarrow Gr: \text{Número de Grashof del aire} = \frac{g * (T_2 - T_{\text{aire}}) * L^3}{T_{\text{película}} * \nu^2}$$

$$\rightarrow Pr: \text{Número de Prandtl del aire a } T_{\text{película}} = \left( \frac{\mu * c_p}{k} \right)_{\text{aire}}$$

Como  $T_{\text{película}}$  depende del resultado de  $T_2$  se debe realizar un cálculo iterativo para la resolución de los balances de energía. El esquema iterativo es el siguiente:

1. Se asume un valor para  $T_2'$  y se calcula  $T_{\text{película}}$ .
2. Se calcula el Gr y el Pr a  $T_{\text{película}}$ .
3. Se determina el Nu y el coeficiente de convección  $h_{\text{ext}}$ .
4. Se resuelven los balances con el h calculado obteniendo un valor para  $T_2$ :
  - Si  $T_2' \neq T_2$  se repite el esquema iterativo y se comienza asumiendo  $T_2' = T_2$ .
  - Si  $T_2' = T_2$  el valor asumido es el correcto y finaliza el proceso iterativo.

Para estimar el coeficiente de convección interna se utilizó la ecuación de Sieder y Tate para flujo turbulento en tubos circulares lisos:

$$Nu (T_{\text{int}}) = 0.027 * Re^{0.8} * Pr^{\frac{1}{3}} * \left( \frac{\mu_{\text{int}}}{\mu_1} \right)^{0.14}$$

Donde:

- Re: Número de Reynolds del fluido interno del reactor a  $T_{int} = \frac{v \cdot \rho \cdot d}{\mu}$
- Pr: Número de Prandtl del fluido interno del reactor a  $T_{int} = \left(\frac{\mu \cdot c_p}{k}\right)_{interno}$
- $\mu_{int}$ : Viscosidad del fluido interno del reactor a  $T_{int}$  [=]  $\frac{kg}{m \cdot s}$
- $\mu_1$ : Viscosidad del fluido interno del reactor a  $T_1$  [=]  $\frac{kg}{m \cdot s}$

Nuevamente se plantea un esquema iterativo debido a que  $T_1$  depende de la resolución de los balances de energía:

1. Se asume un valor para  $T_1'$ .
2. Se calcula  $\mu_1$ .
3. Se determina el Nu y el coeficiente de convección interna.
4. Se resuelven los balances con el  $h_{int}$  calculado obteniendo un valor para  $T_1$ :
  - Si  $T_1' \neq T_1$  se repite el esquema iterativo y se comienza asumiendo  $T_1' = T_1$ .
  - Si  $T_1' = T_1$  el valor asumido es el correcto y finaliza el proceso iterativo.

#### Cálculo del calor disipado

Para obtener un valor de este parámetro, es necesario acoplar las ecuaciones en un sistema y obtener los datos restantes. A continuación se muestra el sistema de ecuaciones que tiene lugar en el reactor:

$$Q_{convección,interna} = Q_{conducción}$$

$$Q_{conducción} = Q_{convección,externa} + Q_{radiación}$$

Reemplazando por la definición de cada flujo de calor, las ecuaciones son las siguientes:

$$h_{int} \cdot A_{int} \cdot (T_{int} - T_1) = k_{ac} \cdot \frac{2 \cdot \pi \cdot L}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \cdot (T_1 - T_2)$$

$$k_{ac} \cdot \frac{2 \cdot \pi \cdot L}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \cdot (T_1 - T_2) = h_{ext} \cdot A_{ext} \cdot (T_2 - T_{aire}) + \varepsilon \cdot \sigma \cdot A_{ext} \cdot (T_2^4 - T_{aire}^4)$$

El sistema de dos ecuaciones presenta, a priori, cuatro incógnitas:  $T_1$ ,  $T_2$ ,  $h_{int}$  y  $h_{ext}$ . Sin embargo, dadas las relaciones entre  $h_{int}$  y  $T_1$  y entre  $h_{ext}$  con  $T_2$ , se pueden suprimir dos incógnitas a través de la resolución integrada de los dos esquemas iterativos explicados para los coeficientes de convección. En resumen el procedimiento de resolución es el siguiente:

1. Se asumen valores para  $T_1'$  y  $T_2'$ .
2. Se calculan los coeficientes de convección  $h_{int}$  y  $h_{ext}$ .

3. Se resuelve el sistema de ecuaciones y se determinan  $T_1$  y  $T_2$ .
  - Si  $T_1' \neq T_1$  y/o  $T_2' \neq T_2$  se repite el esquema iterativo y se comienza asumiendo  $T_1' = T_1$  y/o  $T_2' = T_2$ .
  - Si  $T_1' = T_1$  y  $T_2' = T_2$  los valores asumidos son correctos y finaliza el proceso iterativo.

Aplicando el procedimiento, se resolvió de manera exitosa el sistema de ecuaciones, obteniendo los valores de las temperaturas restantes, los coeficientes convectivos y el calor intercambiado por los alrededores. A continuación se informan los resultados finales:

Tabla 3.7. Resultados obtenidos de la resolución del sistema.

Parámetro	Valor
$Q_{\text{disipado}}$ [kW]	426.75
$T_1$ [K]	408.94
$T_2$ [K]	405.79
$h_{\text{int}}$ [ $\frac{W}{m^2 \cdot K}$ ]	46.79
$h_{\text{ext}}$ [ $\frac{W}{m^2 \cdot K}$ ]	50.59

Como se puede observar la temperatura de la superficie externa del reactor  $T_2$  es muy elevada, lo que supone un riesgo a la seguridad en la planta. Esto demuestra que es importante recubrir al reactor con un material aislante y analizar las pérdidas de calor en este caso.

#### 3.2.4.2 Pérdidas de calor con la utilización de aislante

Para determinar qué material es conveniente usar para una adecuada aislación se analizó la Tabla 3.8 en donde se comparan propiedades para distintos aislantes.

Tabla 3.8. Propiedades y características de materiales aislantes.

Material (1m <sup>2</sup> )	Espesor	Peso	Conductividad	Ahorro energía	Coste energía	Balance ahorro/coste	Residuos	Emisión de CO <sub>2</sub>	Precio
	mm	Kg	W/m.K	MJ	MJ	MJ	Kg	Kg	€
Lana de Vidrio	100 (190)	2,55	0,035	14369	96	150	0,09	3,75	6,20
Aglomerado de Corcho	100	11,00	0,045	4993	43	116	1,39	2,64	16,25
Lana de Roca	100 (90)	12,05	0,037	14239	149	95	0,06	17,04	14,84
Perlita expandida	100	15,00	0,05	4494	68	66	0,16	2,10	18,00
Fibra de Algodón	100	2,5	0,039	5761	93,5	61,5	0,12	3,64	-
Espuma de Poliuretano	100	10,00	0,023	21865	384	57	0,09	103,32	17,81
Lana de Cáñamo	100	3,10	0,042	5350	100	53,5	0,02	5,45	-
Panel de Celulosa	100 (30)	23,00	0,039	5761	126	46	0,27	1,29	(25,70)
Poliestireno Expandido	100	1,00	0,046	4885	117	42	0,15	17,27	12,51
Poliestireno Extruido	100	3,00	0,036	14634	351	41,5	0,15	51,81	11,62
Placa de Lino	100	3,10	0,040	5617,5	152	37	0,01	3,05	-
Fibras de madera+EPS	100	0,40	0,06	3745	646	10	0,15	31,5	-

Para la elección del aislante se priorizaron el precio del material, su baja conductividad y, en línea a la orientación sustentable del proyecto, también se consideró la emisión de CO<sub>2</sub> como un factor importante. El parámetro se define como los kg de CO<sub>2</sub> emitidos por cada metro cuadrado de aislante producido:  $Emisión\ CO_2 = \frac{kg\ CO_2\ emitido}{m^2\ aislante\ producido}$ . Como solución de compromiso se seleccionó como material aislante a la lana de vidrio, uno de elementos más utilizados en la industria junto con la espuma de poliuretano.

La lana de vidrio es 100% reciclable, no contamina y es un producto inerte tanto para la naturaleza, como para el ser humano. Además, no es un producto tóxico, cancerígeno y perjudicial para la salud. Una de sus ventajas más relevantes, que la diferencia de otros productos aislantes, tal como los derivados del petróleo, fibras vegetales o acrílicas, es que es incombustible, no es inflamable, no genera humo ni gases nocivos y resisten altas temperaturas, limitando la propagación de las llamas y retrasando el esparcimiento del fuego. Esto quiere decir que si hay fuego proveniente del exterior o de ambientes vecinos, la lana de vidrio retrasa la propagación del fuego por tiempo determinado.

Respecto a la lana de vidrio, investigando sobre proveedores nacionales del aislante, se encontró con uno de renombre mundial: Isover. Dicha empresa provee diferentes aislantes de diferentes espesores y materiales, entre ellos se destaca la lana de vidrio de 30, 50, 70 y 100 mm de espesor. Se elige uno de 50 mm (5 cm), comprobando con los cálculos luego si dicho espesor es adecuado.

Una vez explicado el funcionamiento del aislante, es importante saber que debe tener un recubrimiento externo, que lo proteja de eventuales accidentes. De esta manera, se protege al aislante de no quebrarse ni romperse ante cualquier roce y/o rajadura futura,

realizada de manera involuntaria. Es por ello que decide colocarse una chapa de acero inoxidable que cubra la lana de vidrio, considerando un espesor de 2 mm.

En la Figura 3.7 se presenta un esquema de los flujos de calor en el reactor recubierto con material aislante.

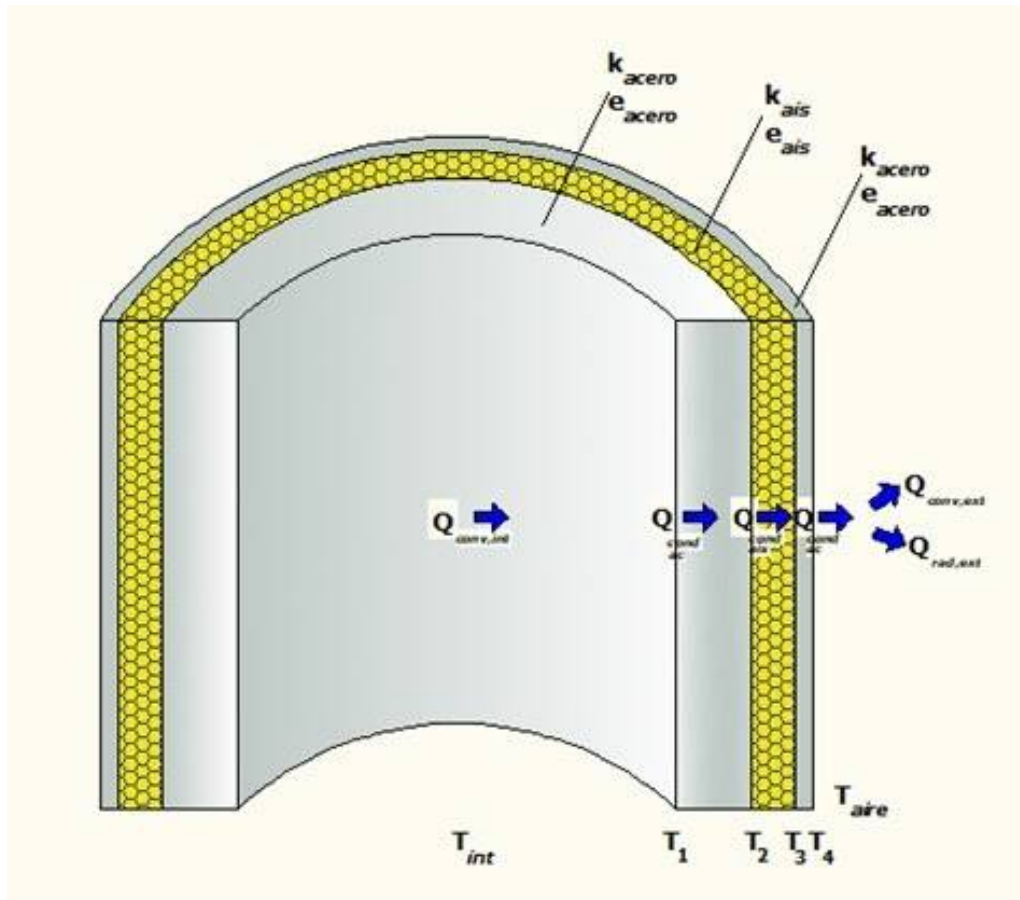


Figura 3.7. Mecanismos de transferencia de calor en la torre de hidrólisis con aislación.

En este caso, la conducción se divide en tres según el material que atraviesa. Por lo que se distingue, la conducción en el acero de la pared del reactor ( $Q_{conducción,pared}$ ), la conducción en el espesor de la lana de vidrio ( $Q_{conducción,aislante}$ ) y la conducción a través de la chapa de acero ( $Q_{conducción,chapa}$ ).

En estado estacionario, el calor disipado puede calcularse de la siguiente manera:

$$Q_{disipado} = Q_{convección,interna} = Q_{conducción,acero} = Q_{conducción,aislante} = Q_{conducción,chapa} = Q_{convección,externa} + Q_{radiación}$$

Las expresiones de convección, conducción y radiación son las análogas que en el caso sin aislación:

- $Q_{convección,interna} = h_{int} * A_{int} * (T_{int} - T_1)$
- $Q_{conducción,acero} = k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_2}{r_1})} * (T_1 - T_2)$
- $Q_{conducción,aislante} = k_{ais} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_3}{r_2})} * (T_2 - T_3)$
- $Q_{conducción,chapa} = k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_4}{r_3})} * (T_3 - T_4)$
- $Q_{convección,externa} = h_{ext} * A_{ext} * (T_4 - T_{aire})$
- $Q_{radiación} = \varepsilon * \sigma * A_{ext} * (T_4^4 - T_{aire}^4)$

Los nuevos parámetros son:

- $T_3$  : Temperatura en el lado externo del aislante e interno de la chapa [=] K
- $T_4$  : Temperatura en el lado externo de la chapa [=] K
- $k_{ais}$  : Conductividad térmica de la lana de vidrio =  $0.035 \frac{W}{m * K}$
- $r_3$  : Radio externo del reactor con el aislante = 0.66 m
- $r_4$  : Radio externo del reactor con el aislante y la chapa = 0.662 m
- $A_{ext}$  : Área exterior del reactor con el aislante =  $2 * \pi * r_4 * L = 81.477 \text{ m}^2$

### Coefficientes de convección (h)

En cuanto a los coeficientes de convección interna y externa, al mantener las mismas condiciones de material y fluido tanto en el interior y el exterior, se utilizaron las mismas correlaciones y el mismo sistema iterativo ya explicado.

### Cálculo del calor disipado

Para determinar el calor se planteó el siguiente sistema de ecuaciones:

$$Q_{convección,interna} = Q_{conducción,acero}$$

$$Q_{conducción,acero} = Q_{conducción,aislante}$$

$$Q_{conducción,aislante} = Q_{conducción,chapa}$$

$$Q_{conducción,chapa} = Q_{convección,externa} + Q_{radiación}$$

Reemplazando por la definición de cada flujo de calor, las ecuaciones son las siguientes:



$$h_{int} * A_{int} * (T_{int} - T_1) = k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_2}{r_1})} * (T_1 - T_2)$$

$$k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_2}{r_1})} * (T_1 - T_2) = k_{ais} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_3}{r_2})} * (T_2 - T_3)$$

$$k_{ais} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_3}{r_2})} * (T_2 - T_3) = k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_4}{r_3})} * (T_3 - T_4)$$

$$k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_4}{r_3})} * (T_3 - T_4) = h_{ext} * A_{ext} * (T_4 - T_{aire}) + \varepsilon * \sigma * A_{ext} * (T_4^4 - T_{aire}^4)$$

Las incógnitas de este sistema son  $T_1$ ,  $T_2$ ,  $T_3$  y  $T_4$ . Sin embargo, dadas las relaciones entre  $h_{int}$  y  $T_1$  y entre  $h_{ext}$  con  $T_4$ , nuevamente se deben resolver los balances de energía con los dos esquemas iterativos explicados para los coeficientes de convección. En resumen el procedimiento de resolución es el siguiente:

1. Se asumen valores para  $T_1'$  y  $T_4'$ .
2. Se calculan los coeficientes de convección  $h_{int}$  y  $h_{ext}$ .
3. Se resuelve el sistema de ecuaciones y se determinan  $T_1$ ,  $T_2$ ,  $T_3$  y  $T_4$ .
  - Si  $T_1' \neq T_1$  y/o  $T_4' \neq T_4$  se repite el esquema iterativo y se comienza asumiendo  $T_1' = T_1$  y/o  $T_4' = T_4$ .
  - Si  $T_1' = T_1$  y  $T_4' = T_4$  los valores asumidos son correctos y finaliza el proceso iterativo.

Con este procedimiento se resolvió el sistema de ecuaciones, obteniendo los valores de las temperaturas restantes, los coeficientes convectivos y el calor intercambiado por los alrededores. A continuación se informan los resultados finales:

Tabla 3.9. Resultados obtenidos de la resolución del sistema con aislante.

Parámetro	Valor
$Q_{disipado}$ [kW]	12.34
$T_1$ [K]	529.67
$T_2$ [K]	529.58
$T_3$ [K]	303.93
$T_4$ [K]	302.92
$h_{int}$ [ $\frac{W}{m^2 * K}$ ]	50.4
$h_{ext}$ [ $\frac{W}{m^2 * K}$ ]	29.49

En este caso la temperatura externa del sistema es adecuada para el trabajo seguro en la planta, por lo que el material de aislación elegido cumple con el objetivo de seguridad. Observando los calores intercambiados del sistema con y sin aislación, puede concluirse que las pérdidas de calor cuando se coloca el aislante son 35 veces menor que si no se lo coloca:

$$\frac{Q_{\text{sin aislación}}}{Q_{\text{con aislación}}} = \frac{426.75 \text{ W}}{12.34 \text{ W}} = 34.6$$

Se comprueba que el radio del aislante es el adecuado dado que la colocación del material reduce en gran número las pérdidas de calor. Si el cálculo de las pérdidas de calor con aislación hubiesen sido mayores que sin el material, se deduce que el espesor del aislante sería incorrecto y debe conocerse el radio crítico. A modo de comprobación, se calcula el radio crítico de aislación:

$$r_{\text{crítico}} = \frac{k_{\text{aislación}}}{h_{\text{ext}}} = \frac{0.035 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}}{29.5 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}} = 1.187 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 1.187 \text{ mm}$$

En conclusión, el diseño térmico permite comprobar que el reactor pierde calor con los alrededores. La operación adiabática resulta una simplificación de lo que ocurre realmente en la torre de hidrólisis. Para un diseño completo del reactor, el balance energético que permita calcular las dimensiones es el de una operación NINA (ni isotérmico ni adiabático):

$$W_{\text{tot}} * c_p(T) * \frac{dT}{dV} = \sum_j [(-\Delta H_{rj}) * r_j(T)] * dV + Q_{INT}$$

$$\text{Con: } Q_{INT} = U * A_{INT} * (T_{\text{pared}} - T)$$

Donde:

- U : Coeficiente global de transferencia de calor =  $\left( \frac{1}{\frac{1}{h_{\text{int}}} + \frac{1}{h_{\text{ext}}}} \right)^{-1} [=] \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$
- A<sub>int</sub> : Área de intercambio de la torre [=] m<sup>2</sup>
- T<sub>pared</sub> : Temperatura de la pared del reactor [=] K

La inclusión del balance en las ecuaciones determinan de una manera más precisa las dimensiones del reactor. Respecto al comportamiento de la torre de hidrólisis, el calor disipado con los alrededores provoca una disminución en la temperatura a lo largo de la columna. Esto compensa el incremento en la variable analizada dado el carácter irreversible de las reacciones.

### 3.2.4.3 Caudal de vapor vivo

Resulta imprescindible en el sistema el agregado de vapor vivo, porque se logra llevar a los reactivos a la temperatura de trabajo (260°C). Tanto el agua como la materia prima se calentaron a una temperatura menor, 180 °C. El vapor vivo es colocado de manera estratégica y al ponerse en contacto directo con el agua y los triglicéridos, condensa liberando calor al sistema. Dicho calor es aprovechado por los reactivos para elevar su temperatura y llegar a la temperatura de trabajo de la torre de hidrólisis.

Para determinar el caudal de vapor vivo a procesar, se debe tener en cuenta que va a intercambiar calor con las corrientes de entrada con el fin que alcancen la temperatura de trabajo. En términos de ecuación, el calor requerido para cumplir dicho propósito puede ser calculado de la siguiente manera:

$$Q_{vapor} = Q_{sistema}$$

$$W_{vapor} * \lambda_{vapor} = W_{total} * cp(T) * (T_{trabajo} - T_{entrada})$$

Siendo:

- $\lambda_{vapor}$  : calor de vaporización del agua [J/kg]
- $W_{vapor}$  : caudal másico de vapor [kg/s]

El caudal de vapor vivo cambia de fase al condensarse. Es por este motivo que la corriente de agua que se ingresa al reactor es menor, teniendo en cuenta que la suma de ésta con el caudal de la corriente de vapor es el caudal de agua total. A modo de ecuación:

$$W_{entrada,agua} + W_{vapor\ vivo} = W_{total}$$

La temperatura de entrada de las corrientes a procesar será  $T_{entrada} = 180$  °C, debido a que el caudal a procesar es mayoritariamente agua y a dicha temperatura se asegura tener al fluido en estado líquido. Si se desea calentar las corrientes previamente debe hacerse a presión elevada para mantener la fase líquida, lo que implicaría un gasto energético elevado. Es por ello que se considera que por cuestiones de eficiencia, es mejor el calentamiento con vapor vivo dentro del reactor de hidrólisis.

Resolviendo el sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas, se puede determinar el requerimiento de caudal de vapor para realizar el calentamiento correspondiente. A su vez, se calcula el caudal de agua de entrada al proceso.

$$W_{entrada,agua} = 4.071 \text{ kg/s}$$

$$W_{vapor\ vivo} = 1.115 \text{ kg/s}$$

### **3.2.5 Especificaciones constructivas**

El diseño de la torre de hidrólisis en contracorriente está acompañado de la determinación del material de la misma. Debe señalarse que el empleo de una presión y temperatura elevada provoca que el material del cual esté constituido el reactor debe ser resistente a la corrosión. Es por ello que el material que se designa para trabajar es el acero inoxidable 316, que será el indicado para construir la torre.

Por otra parte deben diseñarse las entradas que posee la torre, las mismas son:

#### **- *Entrada de materia prima***

Es sabido ya de capítulos anteriores que la materia prima utilizada es el aceite de soja usado, que ingresa por el fondo de la torre para ponerse en contacto con el agua y asciende hasta egresar por el tope. Antes de ingresar, la corriente se encuentra a presión atmosférica y temperatura ambiente, es por ello que previamente debe presurizarse y calentarse hasta 45 bar y una temperatura de 180 °C. Como el vapor vivo introducido es el encargado de llevar a la corrientes a la temperatura de trabajo (260 °C) no es necesario que el precalentamiento provoque que la corriente ingrese a dicha temperatura. El orificio de entrada al reactor debe ser de un diámetro menor al del reactor y no es necesario que tenga una forma específica, pero en lo posible debe estar construido del mismo material que el reactor. Es válido aclarar que el diámetro de ingreso de la corriente determina el caudal de fluido a procesar y la pérdida de carga del equipo, por lo tanto debe elegirse criteriosamente el tamaño del orificio.

#### **- *Entrada de agua***

Por la parte superior del reactor debe realizarse el ingreso de agua, la cual se encuentra en exceso dado los requerimientos del proceso químico. De igual manera que los triglicéridos, este fluido debe precalentarse y presurizarse de manera tal de ingresar a la torre a 45 bar y 180 °C. En esta oportunidad, debe verificarse mediante medidores de temperatura y presión que el agua se encuentre a estos valores operativos para mantenerla en estado líquido. Se recuerda que la temperatura de saturación de la misma a 45 bar es de 264 °C. Respecto al aspecto constructivo, el orificio de entrada del agua puede estar fabricado de acero inoxidable 316 y el diámetro debe ser más pequeño que el diámetro del reactor, cuya determinación posterior afecta la pérdida de carga y el caudal a procesar. La forma de ingreso de agua, de acuerdo a bibliografía, puede ser en forma de rocío para aumentar el contacto con la materia prima y obtener un mayor grado de hidrólisis.

#### **- *Entrada de vapor vivo***

Por último, debe introducirse vapor vivo al reactor con el fin de garantizar la temperatura de trabajo y proporcionar un intercambio de calor tal que asegure la conversión propuesta. Para cumplir con dicho requisito, se produce vapor de una caldera colocada en la planta, la cual lo genera a la presión de trabajo del reactor (45 bar).

La inyección de vapor debe realizarse en puntos estratégicos de la torre, por ende puede colocarse una entrada cerca del ingreso de triglicéridos y otra en las proximidades del agua. De esta manera, se asegura un calentamiento eficiente de las corrientes. Sin embargo puede ocurrir que debido a la altura de la torre, resulte complejo en términos de

construcción. Por lo tanto, puede analizarse también la posibilidad de colocar una única entrada de vapor en un punto medio del reactor. Respecto al diseño de la entrada de vapor vivo, puede colocarse un orificio con varias boquillas e introducirlo en forma de neblina. Esto se debe a que de esta manera se mejora el intercambio de calor entre el vapor y los reactivos.

Por último, los egresos de las corrientes de ácidos grasos y glicerol diluido en agua deben tener el mismo criterio que las entradas: el material de construcción similar al de la torre para evitar oxidación de productos, un diámetro menor que el reactor y observar cómo afecta en la pérdida de carga y la cantidad de caudal de salida.

### **3.2.6 Sistema de control**

Se va a implementar en el reactor de hidrólisis un sistema de control de presión y temperatura. El objetivo de dicho control es no sobrepasar la temperatura máxima que es la de saturación del agua a la presión de trabajo. Como las reacciones son exotérmicas liberan calor, por ende producen una elevación de la temperatura que si bien no es elevada, debe analizarse.

La temperatura de reacción a la presión de trabajo es cercana al punto de saturación, es por ello que debe ser controlada. Como se mencionó anteriormente, por cuestiones de eficiencia, se inyecta vapor vivo para lograr la temperatura de trabajo deseada.

El control que se propone buscará regular el caudal de la corriente de vapor vivo y el de agua al mismo tiempo. Al aumentar la temperatura de trabajo debido al calor liberado por la reacción, el controlador de temperatura actuará disminuyendo la corriente de vapor y/o incrementando la de agua. Si no actuara el control de temperatura, de igual manera actuaría el controlador de presión, ya que la elevación de temperatura haría que se alcance el punto de saturación, y que parte del caudal de agua líquida pase a fase vapor. Al continuar aumentando la temperatura, el vapor pasaría a estar sobrecalentado aumentando así la presión en el reactor. En ese caso, actuaría el controlador de presión disminuyendo el caudal de vapor vivo, para disminuir la presión y la temperatura dentro del reactor.

Es importante no perder de vista que al ser un equipo de aproximadamente 20 metros de altura, las condiciones de operación no serán homogéneas. Por lo tanto es importante ubicar el sistema de control en el lugar donde ocurra la mayor parte de la reacción, que será donde se libere mayor calor.

Respecto a los instrumentos necesarios de medición para llevar a cabo el control, pueden distinguirse los siguientes:

- Termocuplas

Es un transmisor de temperatura que será necesario para registrar la temperatura de ingreso al reactor de las corrientes de triglicéridos y agua, así como la regulación de la temperatura en el interior del reactor. Pueden colocarse varios sensores de temperatura a lo largo del mismo con el fin de detectar posibles aumentos de temperatura que conlleven a una elevación que supere los límites permisibles. Una termocupla consiste en la unión de dos metales distintos, que en función de la temperatura que experimentan, producen una diferencia de potencial muy pequeña (del orden de mV).

Dentro de los tipos más comunes utilizados en la industria, se destacan los presentados en la Tabla 3.10.

Tabla 3.10. Tipos de termocuplas utilizadas en procesos industriales.

Tipo	Par metálico	Sensibilidad	Rango de temperatura (°C)
J	Hierro / Constantan	5,6 mV / 100 C	-40 a + 750
K	Cromel / Alumel	3,6 mV / 100 °C	-40 a + 1200
T	Cobre / Constantan	4,5 mV / 100 C	-50 a + 400
E	Cromel / Constantan	7,9 mV / 100 °C	-40 a + 900

Debido a que todas pueden emplearse ya que el rango de temperatura abarca la temperatura de trabajo del proceso y las entradas del proceso, la utilización de cualquiera de ellas representa una decisión económica. También puede observarse la sensibilidad del equipo, es decir, cuántos voltios se obtienen por cada 100°C como parámetro para determinar el instrumento más adecuado.

- Manómetros

Este instrumento es un indicador de presión que se puede colocar en las cañerías que transportan los reactivos (AVU de soja y agua) para observar la temperatura de las corrientes antes de ingresar al reactor. A su vez, con fines de seguridad, puede colocarse uno de ellos en los ingreso de vapor vivo proveniente de la caldera. Hay de distintos tipos, de acuerdo a la tecnología de proceso requerida, pueden adquirirse de forma analógica o digital, finalizando en un decisión de tipo económica.

- Transductores de presión

Son elementos transmisores de presión, utilizados para el control de dicha variable en la torre. Estos son de gran utilidad ya que sensan la presión en un punto determinado y transforman la señal de salida en una que pueda ser leída por un elemento de control para su posterior accionar. Hay diferentes tipos de señales analógicas (4-20 mV, 0-10 V en DC).

- Válvulas de control

Son instrumentos que regulan el caudal de un fluido que se comanda a distancia por medio de una señal neumática o eléctrica sobre un actuador que la posiciona acorde a la orden de un controlador. Las válvulas son las encargadas de regular el caudal del fluido de control que modifica los valores de la variable medida y la controlada. Las válvulas son los principales elementos finales de control. Se pueden clasificar en tres tipos según cómo sea el caudal en función de la apertura de la válvula:

- Apertura rápida. Se utilizan principalmente en controles on-off.
- Isoporcentuales. Se utilizan principalmente en procesos rápidos.

- Lineales. Se utilizan principalmente en procesos lentos.

En la industria pueden utilizarse diversos tipos de válvulas, cada una presenta características inherentes que serán determinantes a la hora de elegir una de ellas. Por ejemplo, las válvulas globo son de tipo isoporcentual y generalmente son buenas reguladoras de flujo además de su rápido accionar.

- PLC

El instrumento a utilizar para realizar el proceso de control consiste en un controlador lógico programable, una computadora usada con frecuencia para automatizar diversos procesos electroneumáticos e hidráulicos. Está diseñado para múltiples señales de entrada y salida, amplios rangos de temperatura, resistencia al impacto y a la vibración. En este caso, las variables a controlar son la temperatura y presión del reactor, por ende, las señales de entrada provienen de los sensores acordes elegidos. Luego, emite una señal de salida a un elemento final de actuación, en este caso, las válvulas de control, con el fin de regular los caudales de entrada de vapor y agua para asegurar en todo momento la operatividad del sistema.

### **3.3 Reactor de glicerólisis**

#### ***3.3.1 Introducción***

Como se mencionó en los capítulos anteriores, el objetivo del reactor de glicerólisis es convertir el glicerol en un producto de mayor valor: una mezcla de mono y diglicéridos. Para diseñar el reactor, debe tenerse en cuenta que el tipo de catálisis utilizada es homogénea y que la solubilidad entre el glicerol y los triglicéridos es de suma importancia para la reacción. Los factores determinantes a considerar son:

- Temperatura: Para que la reacción alcance una mayor conversión se debe favorecer la solubilidad con una temperatura alta. La solubilidad del glicerol en los triglicéridos aumenta aproximadamente al 50% en peso a 250 °C. Sin embargo, si la temperatura es muy alta los productos pueden deteriorarse. El límite práctico de temperatura para la glicerólisis es de 260 °C para productos industriales y depende de la estabilidad a la descomposición química del aceite, los productos a obtener y el glicerol.
- Relación Glicerol/Triglicéridos: La glicerólisis es una reacción de varias etapas reversibles por lo que la relación molar de reactivos afecta la conversión de la reacción y la composición de los productos. Se debe usar un exceso de glicerol para favorecer el equilibrio hacia la formación de productos.
- Adición de un solvente o agitación: Otra forma de aumentar la solubilidad entre las fases es con la incorporación de solventes. El disolvente proporcionará un alto grado de contacto de la mezcla de reacción para obtener una alta conversión de grasas y glicerol. Por otro lado el uso de solvente en exceso disminuye la concentración de los compuestos, lo que genera que la velocidad de reacción sea menor. Como alternativa, se puede evitar el uso de solvente si se incorpora una agitación eficiente. En este caso, se opta por no utilizar solvente y realizar una agitación vigorosa.

Todos estos factores serán tenidos en cuenta para la realización del modelo a continuación. También resulta importante recordar los requerimientos establecidos en capítulos anteriores de los productos de reacción. Estos son:

- El contenido de monoglicéridos y diglicéridos debe ser al menos de 70 % p/p.
- El contenido de monoglicéridos no debe ser menor a 30 % p/p.
- No debe haber más de 3, 7 y 10 % p/p de ácidos grasos, glicerol libre y triglicéridos, respectivamente.

### **3.3.2 Modelo Cinético**

Tal como se realizó para el proceso de hidrólisis, es necesario elegir el diseño de la cinética de reacción más adecuada para representar el proceso de glicerólisis. En este caso se debe modelar un reactor tanque agitado continuo homogéneo, ya que el catalizador se encuentra disuelto en la solución.

Respecto al número de etapas, en el modelado se consideran dos etapas en las cuales en la primera de ellas, los triglicéridos reaccionan con el glicerol para dar diglicéridos, y posteriormente este producto reacciona con triglicéridos para dar monoglicéridos. Experimentalmente las reacciones mencionadas son reversibles y en el modelo se las consideró como tal.

No se halló en bibliografía un modelo que presente valores cinéticos experimentales para el aceite de soja, por lo tanto se decidió utilizar datos experimentales de una investigación realizada para el aceite de cacahuete Kazembe-Phiri (2010) cuya composición es principalmente ácido oleico y linoleico, 43.3-47.1% y 30.7-38.0% respectivamente. Estos dos ácidos son también mayoritarios en la composición del aceite de soja, aunque en otras proporciones, por lo tanto es una estimación adecuada. Podría suponer un problema obtener las constantes cinéticas de la mencionada bibliografía ya que en dicha investigación el catalizador que se utilizó fue  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , el cual se encuentra en estado sólido. Sin embargo, en el trabajo de Kazembe-Phiri se plantea una catálisis con el objetivo de actuar como un emulsificante. Por lo tanto, las constantes cinéticas que el modelo predice no serán las mismas debido a que el catalizador es diferente. Sin embargo, a falta de información más específica para el catalizador seleccionado, se considera aceptable utilizar la estimación de datos bibliográficos para el modelado del reactor dado el carácter emulsificante de los catalizadores básicos para la glicerólisis.

Es importante aclarar que las constantes cinéticas obtenidas experimentalmente de la bibliografía fueron ensayadas para un rango de temperatura y presión que incluyen los valores a los cuales se va a operar el reactor de glicerólisis en este proyecto.

A medida que se fueron probando distintas posibilidades para las variables operativas, se detectaron inconsistencias en el desarrollo del modelo que propone el trabajo de Kazembe-Phiri. El principal inconveniente es que según los datos experimentales la producción de monoglicéridos continúa aumentando aún cuando las demás especies alcanzaron el equilibrio, es decir que el modelo predice concentraciones de monoglicéridos mayores a los que permite el balance de masa, lo cual carece de sentido físico. Además, observando las expresiones de velocidad de reacción del modelo, se detecta una falla ya que falta un número en una de ellas que puede ser el causante del reciente problema del modelo. Con el fin de encontrar una solución a los inconvenientes presentados, se



consideró el trabajo de Sonntag, el cual propone condiciones óptimas de operación para la reacción propuesta. Las mismas son:

➤ Temperatura

El límite de temperatura práctico para la glicerólisis de grasas es de 260 °C para productos industriales y depende de la estabilidad pirolítica de la grasa, diglicéridos, monoglicéridos y glicerol en sí. En la producción de monoglicéridos alimentarios, la temperatura suele estar limitada a 255 °C ya que el sabor, aroma, sabor y color de los productos comienzan a deteriorarse si se preparan a temperaturas superiores a esta. La influencia del aire a cualquier temperatura superior a 200 °C es especialmente indeseable con el desarrollo del color y el aumento de los valores de ácido y peróxido observado. Las glicerólisis grasas se cubren con gas nitrógeno (se evita el dióxido de carbono con catalizadores alcalinos), de lo contrario la oxidación produce problemas de sabor y color.

Por lo tanto, se recomienda que la temperatura de reacción ronde los 200 °C.

➤ Relación Glicerol : Triglicéridos

La proporción de glicerol debe ser al menos 2 veces mayor que los triglicéridos necesarios, por estequiometría, para llevar a cabo la reacción. De esta manera, se logra el desplazamiento hacia productos de la reacción química principal, dando lugar a la formación de monoglicéridos. Por lo tanto, se decide utilizar una relación 2:1.

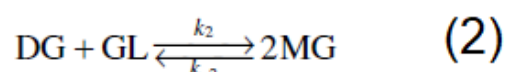
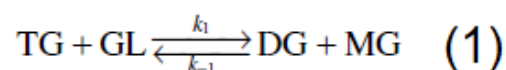
➤ Agitación

Se requiere una agitación de tipo de turbina óptima y es necesario un par de torsión suficiente para lanzar una capa pesada de glicerol hacia arriba, dentro y "a través" de una capa de triglicéridos más ligera en la parte inicial de la reacción. Es por ello que se diseña el reactor utilizando un agitador, el cual estará involucrado en el balance de energía.

Utilizando dichas condiciones y modificando las expresiones de velocidad de reacción, se trata de perfeccionar el modelo y corregirlo para lograr los resultados adecuados.

En síntesis, las modificaciones impuestas al modelo cinético tienen el fin de obtener los valores deseados, sabiendo que la concentración de monoglicéridos va a seguir aumentando. Sin embargo, uno de los objetivos radica en obtener condiciones operativas que permitan lograr los requisitos definidos con anterioridad y sortear dicha complejidad.

Una vez explicado el modelo cinético, se muestran a continuación las ecuaciones de las reacciones químicas:



Como se puede observar,  $k_1$  representa a la constante cinética de la reacción directa en la reacción (1), mientras que  $k_{-1}$  es la constante para la reacción reversible. Lo mismo ocurre con  $k_2$  y  $k_{-2}$  en la reacción (2). Todas las constantes presentan un comportamiento que depende de la temperatura de manera exponencial según la ecuación de Arrhenius:

$$k_i = A_i * e^{-\frac{E_{ACT,i}}{R*T}}$$

El significado de cada parámetro de la ecuación se mencionó anteriormente en la sección del modelado cinético del reactor de hidrólisis.

Una vez definidas las reacciones involucradas en el modelo, se procedió a plantear las expresiones de velocidad de reacción para cada uno de los elementos que intervienen. Se considera que se pueden escribir como la variación de la concentración de la especie respecto al tiempo:  $r_i = \frac{dC_i}{dt}$  [=]  $\frac{mol}{L*min}$ . Luego:

$$r_{TG} = \frac{dC_{TG}}{dt} = -k_1 * [TG] * [Gly] + k_{-1} * [DG] * [MG]$$

$$r_{DG} = \frac{dC_{DG}}{dt} = k_1 * [TG] * [Gly] - k_{-1} * [DG] * [MG] - k_2 * [DG] * [Gly] + k_{-2} * [MG]^2$$

$$r_{MG} = \frac{dC_{MG}}{dt} = k_1 * [TG] * [Gly] - k_{-1} * [DG] * [MG] + 2 * k_2 * [DG] * [Gly] - 2 * k_{-2} * [MG]^2$$

$$r_{Gly} = \frac{dC_{Gly}}{dt} = -k_1 * [TG] * [Gly] + k_{-1} * [DG] * [MG] - k_2 * [DG] * [Gly] + k_{-2} * [MG]^2$$

Cabe aclarar que la ecuación de velocidad de reacción de monoglicéridos ( $r_{MG}$ ) no contenía un factor "2" que multiplica un término de la misma. Por lo tanto, se agrega dicho número con el fin de escribir correctamente las ecuaciones. Por último, se informan los valores obtenidos de energía de activación y factor preexponencial para las constantes cinéticas:

Tabla 3.11. Valores de factores pre-exponenciales para el set de reacciones.

$A_i$	Valor
$A_1 \left[ \frac{L}{mol*min} \right]$	0.2764
$A_{-1} \left[ \frac{L}{mol*min} \right]$	29.682
$A_2 \left[ \frac{L}{mol*min} \right]$	7836.2
$A_{-2} \left[ \frac{L}{mol*min} \right]$	0.0196

Tabla 3.12. Valores de energía de activación para el set de reacciones.

$E_{ACT,i}$	Valor
$E_{ACT,1} \left[ \frac{J}{mol} \right]$	15700
$E_{ACT,-1} \left[ \frac{J}{mol} \right]$	47200
$E_{ACT,2} \left[ \frac{J}{mol} \right]$	50500
$E_{ACT,-2} \left[ \frac{J}{mol} \right]$	24600

Cabe destacar que los valores de los calores de reacción fueron obtenidos como la diferencia entre las energías de activación de las reacciones. De esta manera:

- $\Delta H_1 = - 31500 \frac{J}{mol}$
- $\Delta H_2 = 25900 \frac{J}{mol}$

### 3.3.3 Modelo de reactor

El modelado del reactor se realizó con la herramienta Mathcad. Se modeló un reactor tanque agitado continuo (TAC).

Para estimar las propiedades de los triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos, se consideró que los mismos están formados por el ácido mayoritario en la materia prima, es decir, trilinoleína, dilinoleína y monolinoleína respectivamente. Por otro lado, se consideró que los compuestos polares están formados por una mezcla de ácidos grasos libres, monoglicéridos y diglicéridos, sin tener en cuenta los polímeros tal como se especificó en el apartado de hidrólisis.

Al reactor ingresan dos corrientes, una es la corriente de fondo de la hidrólisis a la que se le realizó una separación flash a 200 °C y 9 bar, por ende al llegar al reactor es rica en glicerol y mono y diglicéridos. La segunda corriente es de materia prima luego del filtrado inicial rico en triglicéridos. Se trabajó con una entrada de aceite de soja tal que la relación en peso entre glicerol y aceite sea 2:1, como lo sugiere el trabajo de Sonntag.

En la Tabla 3.3 se presenta la composición de aceite de soja que se consideró para el modelo. En la Tabla 3.13 se muestran las composiciones de salida del separador que ingresan al reactor. Dichas corrientes se mezclan en la entrada, y se obtiene una composición como la que se muestra en la Tabla 3.14.

Tabla 3.13. Composición de corriente de salida del evaporador y entrada al reactor.

Compuesto	Fracción másica ( $\omega_i$ )
Trilinoleína (TG)	0
Dilinoleína (DG)	0.281
Monolinoleína (MG)	0.33
Ácido linoleico (AG)	0
Glicerol (Gly)	0.2343
Agua (H <sub>2</sub> O)	0.155

Tabla 3.14. Composición del sistema al ingreso del reactor.

Compuesto	Fracción másica ( $\omega_i$ )
Trilinoleína (TG)	0.102
Dilinoleína (DG)	0.255
Monolinoleína (MG)	0.3
Ácido linoleico (AG)	0.0054
Glicerol (Gly)	0.203
Agua (H <sub>2</sub> O)	0.135

Con estos valores y las propiedades de cada componente se calcularon las propiedades del sistema (peso molecular y densidad) a la entrada del reactor como:

$$PM_S = \frac{1}{\frac{\omega_{TG}}{PM_{TG}} + \frac{\omega_{DG}}{PM_{DG}} + \frac{\omega_{MG}}{PM_{MG}} + \frac{\omega_{GLY}}{PM_{GLY}} + \frac{\omega_{AG}}{PM_{AG}} + \frac{\omega_{H2O}}{PM_{H2O}}}$$

$$\rho_S = \rho_{TG} * \omega_{TG} + \rho_{DG} * \omega_{DG} + \rho_{MG} * \omega_{MG} + \rho_{GLY} * \omega_{GLY} + \rho_{AG} * \omega_{AG} + \rho_{H2O} * \omega_{H2O}$$

Donde:

- $\omega_i$  : Fracción másica del componente "i" [g/g<sub>tot</sub>]
- $PM_i$  : Peso molecular del componente "i" [g/mol<sub>i</sub>]
- $\rho_i$  : Densidad del componente "i" [kg/m<sup>3</sup>]

Los valores de todas las propiedades mencionadas anteriormente se detallan en el Anexo 8.2.

A partir de las propiedades del sistema se calcularon las concentraciones iniciales de cada especie y el caudal volumétrico de la siguiente manera:

$$C_{o,i} = \frac{\rho_s * \omega_i}{PM_i} [=] \frac{mol}{L}$$

$$Q_o = \frac{W_{tot}}{\rho_s} = \frac{W_{TG} + W_{Gly}}{\rho_s} = 22.133 \frac{L}{min}$$

Donde:

- $W_{tot}$ : Caudal másico total del proceso =  $22.705 \frac{kg}{min}$
- $W_{TG}$ : Caudal másico de la corriente de triglicéridos =  $2.988 \frac{kg}{min}$
- $W_{Gly}$ : Caudal másico de la corriente rica en glicerol =  $19.717 \frac{kg}{min}$

El modelo planteado consiste en la resolución acoplada de los balances de materia y un balance térmico global, obteniendo un total de 5 ecuaciones. Respecto a los balances de materia por componente, los mismos pueden ser escritos de forma genérica de la siguiente manera:

$$F_{o,i} = F_{s,i} + (-r_i) * V_{rxn}$$

Siendo:

- $F_{o,i}$ : Caudal molar de entrada al reactor [mol/min]
- $F_{s,i}$ : Caudal molar de salida al reactor [mol/min]
- $(-r_i)$ : Velocidad de consumo del componente i evaluada a las condiciones de salida [mol/L\*min]
- $V_{rxn}$ : Volumen de reactor [L]

Como el sistema es líquido el caudal volumétrico ( $Q_o$ ) puede considerarse constante y este balance se puede reescribir como:

$$C_{o,i} = C_{s,i} + (-r_i) * \frac{V_{rxn}}{Q_o}$$

Es importante aclarar que el volumen de reactor considera la fase orgánica, lugar donde ocurre la reacción, y la fase acuosa. Esto es así ya que el agua que permanece en la corriente de entrada al reactor de glicerólisis no participa en la reacción, actuando como un compuesto inerte, el cual no reacciona pero se considera para el volumen total.

Análogo al reactor de hidrólisis, para el análisis térmico del reactor se planteó la operación adiabática del reactor. A diferencia del primero, se debe adicionar un término correspondiente al trabajo realizado por el agitador para lograr la homogeneización y mantener las condiciones de idealidad del TAC. En este caso, al ser un trabajo realizado por el agitador, el término se agrega al balance sumando, correspondiendo a la potencia

consumida. Posteriormente se detalla el tipo de agitador utilizado, sin embargo a fines prácticos, a continuación se informa el valor utilizado: 1.5 kW = 90000 J/min. El balance de energía para el reactor en estas condiciones es:

$$W_{tot} * cp_m(T) * (T_s - T_o) = \sum_j [(-\Delta H_{rj}) * r_j(T_s)] * V_{rxn} + P_{agitador}$$

Donde:

- $W_{tot}$ : caudal másico total [kg/min]
- $cp_m$ : es la capacidad calorífica de la mezcla [J/Kg\*K]
- $T_s$ : temperatura en el reactor [K]
- $T_o$ : temperatura de la alimentación [K]
- $\Delta H_r$ : es el calor de reacción [J/mol]
- $r_j$ : velocidad de reacción [L/mol\*min]
- $V_r$ : Volumen de reactor [L]
- $P_{agitador}$ : Potencia del agitador [J/min]

La capacidad calorífica de la mezcla se ha calculado de igual forma que en la parte del modelo de hidrólisis, en este caso modificando las composiciones másicas de cada componente.

Las expresiones de velocidad para cada reacción del modelo cinético son:

$$r_1 = k_1 * [TG] * [Gly] - k_{-1} * [DG] * [MG] [=] \frac{mol}{L*min}$$

$$r_2 = k_2 * [DG] * [Gly] + k_{-2} * [MG]^2 [=] \frac{mol}{L*min}$$

Para determinar el volumen de reactor se debe tener en cuenta los requerimientos de composición de la mezcla de monoglicéridos y diglicéridos mencionados en la introducción. Como se mencionó con anterioridad, se busca obtener una composición final de monoglicéridos que supere el 30%, es por ello que se escoge un requisito del 60% para este compuesto ( $\omega_{MG} = 0.6$ ). Con esta condición se resolvió el sistema de 5 ecuaciones (balances de masa para cada componente y balance de energía) y se determinó la composición de salida de cada componente, el volumen de reactor y la temperatura de trabajo. Para ello, mediante el programa Mathcad, se utilizó la herramienta "Given-Find" para obtener los valores deseados. Antes de resolver el sistema, se debieron colocar valores semillas para iniciar la iteración y las siguientes condiciones iniciales:

Tabla 3.15. Condiciones iniciales necesarias para la resolución del sistema.

Variable	Valor
$T_i [=] \text{ }^\circ\text{C}$	200
$C_{TG,i} [=] \frac{\text{mol TG}}{L}$	0.181
$C_{DG,i} [=] \frac{\text{mol DG}}{L}$	0.379
$C_{MG,i} [=] \frac{\text{mol MG}}{L}$	0.767
$C_{Gly,i} [=] \frac{\text{mol Gly}}{L}$	2.597

La resolución acoplada de los balances otorgó los siguientes resultados:

Tabla 3.16. Resultados obtenidos de la resolución de los balances.

Variable	Valor
$T_{\text{SALIDA}} (\text{ }^\circ\text{C})$	197.75
$C_{TG,i} [=] \frac{\text{mol TG}}{L}$	0.054
$C_{DG,i} [=] \frac{\text{mol DG}}{L}$	0.086
$C_{MG,i} [=] \frac{\text{mol MG}}{L}$	1.736
$C_{Gly,i} [=] \frac{\text{mol Gly}}{L}$	1.8
Volumen ( $\text{m}^3$ )	3.053

Con el fin de observar si el requerimiento de mono y diglicéridos se cumple, se realiza el pasaje de concentración a fracción másica para cada componente, observados a continuación en la Tabla 3.17.

Tabla 3.17. Composición del sistema a la salida del reactor.

Compuesto	Fracción másica ( $\omega_i$ )
Trilinoleína (TG)	0.047
Dilinoleína (DG)	0.052
Monolinoleína (MG)	0.6
Ácido linoléico (AG)	0.0054
Glicerol (Gly)	0.162
Agua ( $\text{H}_2\text{O}$ )	0.135

Como puede observarse en la Tabla 3.17, la composición en suma de mono y diglicéridos no supera el 70%, por lo tanto no se pueden cumplir los requisitos a simple vista. A su vez, el contenido de glicerol presente en la corriente de salida supera el permitido de 7%, por lo que debe pensarse en una solución al respecto. Para ello, se pensó una alternativa que consiste en llevar la corriente a un proceso de separación, con el fin de cumplir los requisitos. Para ello, la decantación centrífuga es el proceso indicado para llevar a cabo el objetivo, aprovechando la diferencia de solubilidad entre el glicerol y los productos obtenidos. Dicho análisis será desarrollado en detalle en el Capítulo 4, sin embargo es necesario informar sobre dicha operación para validar el reactor recientemente diseñado.

Profundizando en el diseño del reactor, se obtuvo un volumen de 3.053 m<sup>3</sup>. Si se lo construye bajo el supuesto de un tanque cilíndrico de 1 m de diámetro, puede estimarse la altura del mismo de la siguiente forma:

$$Volumen = \pi * \frac{D^2}{4} * Z$$

Despejando "Z", el valor del mismo es: Z = 3.887 m. Es decir, el diseño del TAC radica en un reactor de aproximadamente 4 m de alto y 1 m de diámetro. Adoptando un criterio conservador, se decide utilizar el mismo espesor de pared que para el reactor de hidrólisis, siendo este de 10 mm (1 cm). En la Tabla 3.18 se presentan las dimensiones del reactor:

Tabla 3.18. Dimensiones del reactor de glicerólisis.

Dimensión	Valor
Volumen [m <sup>3</sup> ]	3.05
Altura [m]	3.9
Diámetro [m]	1
Espesor [m]	0.01

Por otra parte, puede obtenerse el tiempo de residencia de los reactivos en el reactor. El mismo puede calcularse mediante la siguiente fórmula:

$$\tau = \frac{V_{RXN}}{Q_{VOL}} = \frac{3053 L}{22.133 \frac{L}{min}} = 137.9 min = 2.3 horas$$

### 3.3.4 Diseño Térmico

En este reactor adiabático la alimentación ingresa a 200 °C pero dentro del TAC la temperatura es de 197.75 °C, para evitar las pérdidas de calor con el medio y por razones de seguridad ya explicadas para el reactor de hidrólisis, se considera sumamente importante el análisis de aislación del reactor.

Por los motivos analizados previamente se utilizará lana de vidrio de 5 cm de espesor para recubrir al TAC con un soporte externo de chapa de acero de 2 mm. Con el fin de determinar y comparar el calor perdido con el medio, se calcularán las pérdidas de calor



con el ambiente que tiene el reactor para el caso en que no está aislado y para el caso en que sí lo está.

### 3.3.4.1 Pérdidas de calor sin la utilización de aislante

Análogo al análisis realizado para el reactor de hidrólisis (ver Figura 3.6), el calor disipado es:

$$Q_{\text{disipado}} = Q_{\text{convección,interna}} = Q_{\text{conducción}} = Q_{\text{convección,externa}} + Q_{\text{radiación}}$$

Las ecuaciones que modelan los flujos de calor involucrados se obtienen del planteo de un balance energético en estado estacionario, despreciando las pérdidas de calor por los lados superior e inferior. A modo de resumen, se indican las expresiones de cada calor:

- $Q_{\text{convección,interna}} = h_{\text{int}} * A_{\text{int}} * (T_{\text{int}} - T_1)$
- $Q_{\text{conducción}} = k_{\text{ac}} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_2}{r_1})} * (T_1 - T_2)$
- $Q_{\text{convección,externa}} = h_{\text{ext}} * A_{\text{ext}} * (T_2 - T_{\text{aire}})$
- $Q_{\text{radiación}} = \varepsilon * \sigma * A_{\text{ext}} * (T_2^4 - T_{\text{aire}}^4)$

Donde:

- $T_{\text{int}}$  : Temperatura dentro del reactor = 470.75 K (197.75 °C)
- $T_1$  : Temperatura en la pared interna del reactor [=] K
- $T_2$  : Temperatura en la pared externa del reactor [=] K
- $T_{\text{aire}}$  : Temperatura ambiente del aire = 298 K (25 °C)
- $\varepsilon$  : Emisividad promedio del acero inoxidable a  $T_{\text{ext}} = 0.235$
- $\sigma$  : Constante de Stefan - Boltzmann =  $5.67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 * K^4}$
- $k_{\text{ac}}$  : Conductividad térmica del acero inoxidable a  $T_{\text{int}} = 17.5 \frac{W}{m * K}$
- $h_{\text{int}}$  : Coeficiente de convección interna en el reactor [=]  $\frac{W}{m^2 * K}$
- $h_{\text{ext}}$  : Coeficiente de convección interna en el reactor [=]  $\frac{W}{m^2 * K}$
- $r_1$  : Radio interno del tanque de glicerólisis = 0.5 m
- $e_1$  : Espesor del reactor de glicerólisis = 0.01 m
- $r_2$  : Radio externo del tanque de glicerólisis =  $r_1 + e_1 = 0.51$  m
- $L$  : Altura del tanque de glicerólisis = 3.887 m
- $A_{\text{int}}$  : Área interior del reactor =  $2 * \pi * r_1 * L = 12.21$  m<sup>2</sup>
- $A_{\text{ext}}$  : Área exterior del reactor =  $2 * \pi * r_2 * L = 12.46$  m<sup>2</sup>

### Coefficientes de convección (h)

Para el cálculo de los coeficientes de convección, tanto interno como externo, se utilizaron correlaciones para el número de Nusselt (Nu). En el caso del coeficiente de convección externo se utilizó la correlación de McAdams al igual que para la torre de hidrólisis, con el mismo sistema iterativo ya explicado.

En el caso del coeficiente de convección interna se utilizó una correlación para tanque agitado continuo (Chhabra y Richardson, 2008):

$$Nu = 0.158 * Re^{0.728} * Pr^{\frac{2}{3}}$$

Donde:

- Re: Número de Reynolds del fluido interno del reactor a  $T_{int} = \frac{N * D_a^2 * \rho}{\mu}$
- Pr: Número de Prandtl del fluido interno del reactor a  $T_{int} = \left(\frac{\mu * c_p}{k}\right)_{int}$
- N: Número de revoluciones del agitador = 100 rpm = 5/3 rps
- $D_a$ : Diámetro del agitador = 0.7 m

Por lo que se puede calcular el valor del coeficiente de convección interno sin necesidad emplear un sistema iterativo en este caso. Resultando:

$$h_{int} = 3430 \frac{W}{m^2 * K}$$

### Cálculo del calor disipado

Para calcular el calor disipado, es necesario acoplar las ecuaciones en un sistema y obtener los datos restantes. A continuación se muestra el sistema de ecuaciones que tiene lugar en el reactor:

$$h_{int} * A_{int} * (T_{int} - T_1) = k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} * (T_1 - T_2)$$

$$k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} * (T_1 - T_2) = h_{ext} * A_{ext} * (T_2 - T_{aire}) + \varepsilon * \sigma * A_{ext} * (T_2^4 - T_{aire}^4)$$

Las incógnitas de este sistema son  $T_1$  y  $T_2$ . Debido a la relación entre  $h_{ext}$  con  $T_2$ , se debe seguir un sistema iterativo. En resumen el procedimiento de resolución es el siguiente:

1. Se asume un valor para  $T_2'$ .
2. Se calcula el coeficiente de convección externa  $h_{ext}$ .
3. Se resuelve el sistema de ecuaciones y se determinan  $T_1$  y  $T_2$ .
  - Si  $T_2' \neq T_2$  se repite el esquema iterativo y se comienza asumiendo  $T_2' = T_2$ .
  - Si  $T_2' = T_2$  el valor asumido es el correcto y finaliza el proceso iterativo.

Aplicando el procedimiento, se resolvió de manera exitosa el sistema de ecuaciones, obteniendo los valores de las temperaturas restantes, los coeficientes convectivos y el calor intercambiado por los alrededores. A continuación se informan los resultados finales:

Tabla 3.19. Resultados obtenidos de la resolución del sistema.

Parámetro	Valor
$Q_{\text{disipado}}$ [kW]	42.31
$T_1$ [K]	469.74
$T_2$ [K]	467.78
$h_{\text{ext}}$ [ $\frac{W}{m^2 \cdot K}$ ]	16.87

Nuevamente se obtiene que la superficie externa del reactor  $T_2$  es muy elevada, por lo que es necesario la implementación de un sistema de aislación.

### 3.3.4.2 Pérdidas de calor con la utilización de aislante

En esta caso, los mecanismos de transferencia de calor (ver Figura 7) son:

$$Q_{\text{disipado}} = Q_{\text{convección,interna}} = Q_{\text{conducción,acero}} = Q_{\text{conducción,aislante}} = Q_{\text{conducción,chapa}} = Q_{\text{convección,externa}} + Q_{\text{radiación}}$$

Las expresiones de convección, conducción y radiación son las análogas que en el caso sin aislación:

- $Q_{\text{convección,interna}} = h_{\text{int}} * A_{\text{int}} * (T_{\text{int}} - T_1)$
- $Q_{\text{conducción,acero}} = k_{\text{ac}} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_2}{r_1})} * (T_1 - T_2)$
- $Q_{\text{conducción,aislante}} = k_{\text{ais}} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_3}{r_2})} * (T_2 - T_3)$
- $Q_{\text{conducción,chapa}} = k_{\text{ac}} * \frac{2 * \pi * L}{\ln(\frac{r_4}{r_3})} * (T_3 - T_4)$
- $Q_{\text{convección,externa}} = h_{\text{ext}} * A_{\text{ext}} * (T_4 - T_{\text{aire}})$
- $Q_{\text{radiación}} = \varepsilon * \sigma * A_{\text{ext}} * (T_4^4 - T_{\text{aire}}^4)$

Los nuevos parámetros son:

→  $T_3$  : Temperatura en el lado externo del aislante e interno de la chapa [=] K

→  $T_4$  : Temperatura en el lado externo de la chapa [=] K

→  $k_{\text{ais}}$  : Conductividad térmica de la lana de vidrio =  $0.035 \frac{W}{m \cdot K}$

- $r_3$  : Radio externo del reactor con el aislante = 0.56 m
- $r_4$  : Radio externo del reactor con el aislante y la chapa = 0.562 m
- $A_{ext}$  : Área exterior del reactor con el aislante =  $2 * \pi * r_4 * L = 13.73 \text{ m}^2$

### Coefficientes de convección (h)

En cuanto a los coeficientes de convección interna y externa, al mantener las mismas condiciones de material y fluido tanto en el interior y el exterior, se utilizaron las mismas correlaciones, por lo que  $h_{int} = 3430 \frac{W}{m^2 * K}$  y para el  $h_{ext}$  se trabaja con el mismo sistema iterativo ya explicado.

### Cálculo del calor disipado

Para determinar el calor se planteó el siguiente sistema de ecuaciones:

$$h_{int} * A_{int} * (T_{int} - T_1) = k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} * (T_1 - T_2)$$

$$k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} * (T_1 - T_2) = k_{ais} * \frac{2 * \pi * L}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} * (T_2 - T_3)$$

$$k_{ais} * \frac{2 * \pi * L}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} * (T_2 - T_3) = k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)} * (T_3 - T_4)$$

$$k_{ac} * \frac{2 * \pi * L}{\ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)} * (T_3 - T_4) = h_{ext} * A_{ext} * (T_4 - T_{aire}) + \varepsilon * \sigma * A_{ext} * (T_4^4 - T_{aire}^4)$$

Las incógnitas de este sistema son  $T_1$ ,  $T_2$ ,  $T_3$  y  $T_4$ . Sin embargo, dada la relación entre  $h_{ext}$  con  $T_4$ , nuevamente se deben resolver los balances de energía con el esquema iterativo explicado para el coeficientes de convección externo. En resumen el procedimiento de resolución es el siguiente:

1. Se asume un valor para  $T_4'$ .
2. Se calcula el coeficiente de convección externa  $h_{ext}$ .
3. Se resuelve el sistema de ecuaciones y se determinan  $T_1$ ,  $T_2$ ,  $T_3$  y  $T_4$ .
  - Si  $T_4' \neq T_4$  se repite el esquema iterativo y se comienza asumiendo  $T_4' = T_4$ .
  - Si  $T_4' = T_4$  el valor asumido es el correcto y finaliza el proceso iterativo.

Con este procedimiento se resolvió el sistema de ecuaciones, obteniendo los valores de las temperaturas restantes, los coeficientes convectivos y el calor intercambiado por los alrededores que se informan en la siguiente tabla.

Tabla 3.20. Resultados obtenidos de la resolución del sistema con aislante.

Parámetro	Valor
$Q_{\text{dissipado}} \text{ [kW]}$	1.467
$T_1 \text{ [K]}$	470.72
$T_2 \text{ [K]}$	470.65
$T_3 \text{ [K]}$	310.09
$T_4 \text{ [K]}$	310.08
$h_{\text{ext}} \left[ \frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$	7.35

La temperatura externa en la chapa que recubre al reactor y al aislante es segura para el trabajo en la planta. Observando los calores intercambiados del sistema con y sin aislación, puede concluirse que la pérdida de calor cuando se coloca el aislante es 29 veces menor que si no se lo coloca:

$$\frac{Q_{\text{sin aislación}}}{Q_{\text{con aislación}}} = \frac{42.31 \text{ kW}}{1.467 \text{ kW}} = 28.8$$

De la misma manera que con el reactor de hidrólisis, se comprueba que el radio del aislante es el adecuado. La colocación del material reduce en gran número las pérdidas de calor. Si el cálculo de las pérdidas de calor con aislación hubiesen sido mayores que sin el material, se deduce que el espesor del aislante sería incorrecto y debe conocerse el radio crítico. A modo de comprobación, se calcula el radio crítico de aislación:

$$r_{\text{crítico}} = \frac{k_{\text{aislación}}}{h_{\text{ext}}} = \frac{0.035 \frac{W}{m \cdot K}}{7.35 \frac{W}{m^2 \cdot K}} = 4.763 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 4.763 \text{ mm}$$

En conclusión, el diseño térmico permite comprobar que el reactor pierde calor con los alrededores. La operación adiabática es una simplificación de lo que ocurre realmente en el tanque agitado continuo. Para un diseño completo del reactor, el balance energético que permita calcular las dimensiones es el de una operación NINA (ni isotérmico ni adiabático). En forma de ecuación:

$$W_{\text{tot}} * c_p(T) * (T - T_{\text{inicial}}) = \sum_j [(-\Delta H_{rj}) * r_j(T)] * V + Q_{\text{INT}}$$

$$\text{Con: } Q_{\text{INT}} = U * A_{\text{INT}} * (T_{\text{pared}} - T)$$

Donde los términos que componen el calor intercambiado son los mismos que en la explicación del reactor de hidrólisis.

La inclusión del balance en las ecuaciones determinan de una manera más precisa las dimensiones del reactor. Respecto al comportamiento del TAC, el calor perdido con los

alrededores provoca una disminución en la temperatura del reactor. Dado que la reacción es endotérmica pero su valor no es significativo, la temperatura dentro del tanque disminuye aún más que en el cálculo adiabático.

### **3.3.5 Especificaciones constructivas**

En este apartado se pretende destacar el material de construcción del reactor, las diferentes entradas que posee el mismo y otros instrumentos necesarios para llevar a cabo la operación.

- Material del reactor

Se concluye que el material adecuado para construir el reactor es acero inoxidable debido a que el producto tiene alto valor comercial para la industria alimenticia. Existen diversas calidades de este tipo de material, sin embargo, el acero inoxidable 316 (conocido así comercialmente) es el menos corrosivo y más utilizado en la industria. A su vez, todas las entradas de las corrientes principales del equipo deben tener el mismo material de construcción.

- Entrada de corriente rica en glicerol

Recordando que la corriente egresa del reactor de hidrólisis por el fondo a 260 °C y 45 bares, el objetivo principal consiste en acondicionar la corriente con el fin que ingrese en las condiciones óptimas al reactor. Para ello, se debe reducir la presión mediante placas orificio y válvulas reguladoras de caudal y reducir la temperatura desde 260 a 200 °C, que es la temperatura de trabajo del reactor. Para esto, es necesario el intercambio de calor de la corriente con otra mediante un intercambiador de calor, el cual será detallado en los capítulos posteriores. Luego, es necesario retirar el exceso de agua que lleva la corriente, ya que este fluido no favorece la reacción de glicerólisis debido a la escasa solubilidad en ácidos grasos. Para ello, se ingresa la corriente a un separador flash, donde en las condiciones de operación del mismo (200 °C y 9 bar) se logra retirar un gran porcentaje de agua, obteniendo las composiciones que ya han sido presentadas en la Tabla 3.13.

Luego de retirar la corriente, se debe reducir nuevamente la presión hasta la atmosférica para ingresar al reactor. La manera de realizar la reducción es la misma que la descrita anteriormente.

- Entrada de materia prima

De la misma manera que la corriente de glicerol, la materia prima debe precalentarse previo al ingreso al reactor para lograr trabajar a la temperatura deseada.

- Entrada de flujo de nitrógeno

Para evitar la oxidación de los compuestos, se debe emplear una atmósfera inerte dentro del reactor. Esto se logra mediante la adición de un flujo continuo de nitrógeno (N<sub>2</sub>) el cual debe ingresar en conjunto con las corrientes de proceso hasta finalizar la reacción. De acuerdo a un trabajo de laboratorio sobre la cinética de Glicerólisis con glicerol crudo (Dosso, 2020), se estima un flujo de 70 mL/min de dicho gas, que debe aumentarse al

trabajar en un proceso industrial. Adoptando un criterio conservador, se decide realizar una estimación del flujo de nitrógeno como el séxtuple del utilizado en laboratorio, es decir, 420 mL/min.

Por otra parte, se plantea un circuito cerrado de nitrógeno, es decir que se recicla con el fin de no descartar ni desecharlo. Es por ello que solamente debe comprarse el gas por única vez, teniendo en cuenta que ante la necesidad de una purga o pérdidas, puede adquirirse una pequeña cantidad adicional del necesario.

- Agitador

Como se especificó anteriormente, la utilización del solvente se reemplaza con agitación mecánica continua. Los objetivos de efectuar la agitación en este caso son aumentar el contacto entre el glicerol y los triglicéridos y mantener una concentración y temperatura homogénea en todo el volumen de reactor. Es común en la industria el uso de agitadores verticales, que pueden adaptarse a todo tipo de depósitos y a su vez, con diferente tipo de velocidad de agitación. Para este tipo de operación, se decide adquirir un agitador de velocidad lenta, que no tenga un consumo elevado de potencia y una velocidad considerable.

La empresa española Timsa posee una gran variedad de agitadores verticales, destacándose la gama TA, utilizados generalmente para la mezcla y agitación de productos poco viscosos en depósitos de mediana capacidad. Como elemento propulsor incorporan una turbina de tres o cuatro palas planas cuyo flujo bidireccional consigue un rápido efecto de mezclado del medio manteniendo un consumo moderado de energía en depósitos hasta 20 m<sup>3</sup>. A continuación, el fabricante brinda el modelo de agitador a seleccionar de acuerdo al volumen del reactor y el caudal volumétrico:

Tabla 3.21. Elección del agitador necesario de acuerdo a las condiciones del proceso.

Volumen (m <sup>3</sup> ) Aprox.	Modelo	kW	Rpm	Q (m <sup>3</sup> /h)	M (mm)	R (mm)	L (mm)	D (mm)	Peso (Kg)
<2	TA-02 02 C 00	0,25	100	364	215	175	500	400	40
2-4	TA-03 02 C 01	0,37	100	581	215	175	1.000	500	50
4-6	TA-05 02 C 02	0,75	100	1.019	232	211	1.500	600	60
6-10	TA-07 02 C 03	1,5	100	1.639	267	228	2.000	700	80
10-15	TA-08 02 C 04	2,2	100	2.473	305	279	2.500	800	100

Teniendo en cuenta el volumen de reactor, podría utilizarse un agitador que tenga un consumo mínimo de 0.75 kW, no obstante debe observarse también el caudal volumétrico. En este caso el agitador a utilizar puede ser aquel de potencia mínima de 1.5 kW hasta 2.2 kW. Se opta por utilizar aquel agitador que consuma una menor potencia y que el requerimiento del caudal sea similar, es decir el modelo TA-07 02 C 03 que posee las siguientes características:

- Potencia consumida: 1.5 kW
- Velocidad: 100 rpm
- Peso: 80 kg

En la sección Bibliografía se coloca la ficha técnica del agitador en cuestión, para conocer su diseño y dimensiones con mayor exactitud.

### **3.3.6 Sistema de control**

Respecto al sistema de control requerido para este reactor, se encuentra que el parámetro más relevante a controlar es el contenido de humedad de la corriente de entrada de glicerol. Un elevado contenido de agua afecta la solubilidad de los reactivos y por lo tanto reduce el rendimiento de la reacción, es por ello que debe introducirse un esquema de control. El mismo puede estar conformado por un elemento de medición de humedad, un controlador que reciba la señal y la transforme mediante algoritmos en otra señal, y un elemento final de actuación que actúe bajo la orden del controlador.

Por otra parte, resulta importante sensar la temperatura de las corrientes de los reactivos antes de ingresar al reactor y la temperatura dentro del mismo. Esto puede realizarse mediante una termocupla u otro elemento de medición de temperatura que registre el valor. Además, podría medirse el caudal de nitrógeno mediante un medidor de caudal, con el fin de conocer la magnitud de caudal introducido al reactor.

### **3.4 Bibliografía**

- Wei-Cheng Wang, Timothy L. Turner, Larry F. Stikeleather, William L. Roberts. (2012). "Exploration of process parameters for continuous hydrolysis of canola oil, camelina oil and algal oil". Department of Mechanical and Aerospace Engineering, North Carolina State University, Raleigh, NC, USA.
- August Sturzenegger and Hermann Sturm. (1951). "*Hydrolysis of fats at High Temperatures*". Friedrich Steinfels Akt.-Ges., Zurich, Switzerland.
- T. A. Patil, D. N. Butala, T. S. Raghunathan, and H. S. Shankar. (1988) "*Thermal Hydrolysis of Vegetable Oils and Fats. 1. Reaction Kinetics*". Department of Chemical Engineering, Indian Institute of Technology, Bombay 400 076, India.
- P. D. Namdev, T. A. Patil, T. S. Raghunathan, and H. S. Shankar. (1988). "*Thermal Hydrolysis of Vegetable Oils and Fats. 3. An Analysis of Design Alternatives*". Department of Chemical Engineering, Indian Institute of Technology, Bombay 400 076, India
- Narayani Thirunavukarasu, Rames C. Panda. (2015). "Modeling, identification, and control for the production of glycerol by the hydrolysis of tallow". DE GRUYTER.
- Astri Nur Istyami\*, Tatang Hernas Soerawidjaja, and Tirta Prakoso. (2018). "Mass Balances and Thermodynamics Study of Thermal Triglyceride Hydrolysis". Department of Chemical Engineering, Institut Teknologi Bandung, Indonesia.
- M.N. Jones, H. Forero-Hernandez, A. Zubov, B. Sarup y G. Sin. (2019). "*Splitting Triglycerides with a Counter-Current Liquid-Liquid Spray Column: Modeling, Global Sensitivity Analysis, Parameter Estimation and Optimization*". Edible Oil System Business Unit, Alfa Laval Copenhagen A/S, 2860 Søborg, Denmark.
- Hector Forero-Hernandez, Mark Jones, Bent Sarup, Jens Abildskov, Anker Degn Jensen, Gürkan Sina. (2017). "*A simplified kinetic and mass transfer modelling of the thermal hydrolysis of vegetable oils*". Process and Systems Engineering Center (PROSYS), Department of Chemical and Biochemical Engineering, Technical University of Denmark, 2800 Kgs Lyngby, Denmark.



- Amber L. Milliren, Joshua C. Wissinger, Vasudev Gottumukala, Constance A. Schall. (2013). "*Kinetics of soybean oil hydrolysis in subcritical water*". University of Toledo, Department of Chemical & Environmental Engineering, Toledo, OH, United States.
- Li Zong, Sundaram Ramanathan, y Chau-Chyun Chen. (2010). "*Predicting Thermophysical Properties of Mono- and Diglycerides with the Chemical Constituent Fragment Approach*". AspenTech Limited, Pudong, Shanghai 201203 China, and Aspen Technology, Inc. Burlington, Massachusetts.
- Changi S, Pinnarat T, Savage PE. Modeling hydrolysis and esterification kinetics for biofuel processes. *Ind Eng Chem Res* 2011;50:3206–11.
- Y. A. Çengel. (2007). *Transferencia de calor y masa. Un enfoque práctico*. McGraw-Hill Interamericana.
- M. N. Özsoğuk. (1979). *Transferencia de calor*. McGraw-Hill Latinoamericana.
- Grupo-AP. Lana de vidrio: ventajas y usos. Recuperado de: <https://grupo-ap.com.ar/lana-de-vidrio-ventajas-y-usos/>
- Mimbrea. Recuperado de: [http://www.mimbrea.com/wp-content/uploads/2013/02/Aislantes\\_10.jpg](http://www.mimbrea.com/wp-content/uploads/2013/02/Aislantes_10.jpg)
- J. Alfaro Perez y M. Molina Córdoba. (2012). Determinación del coeficiente de película para fluidos pseudoplásticos calentados con serpentín en tanques agitados. San José, Costa Rica.
- ChemSpider. <http://www.chemspider.com/Chemical-Structure.4942782.html>
- Chemical Book. [https://www.chemicalbook.com/ChemicalProductProperty\\_US\\_CB7372162.aspx](https://www.chemicalbook.com/ChemicalProductProperty_US_CB7372162.aspx)
- Chemsr. [https://www.chemsrc.com/en/cas/2277-28-3\\_684363.html](https://www.chemsrc.com/en/cas/2277-28-3_684363.html)
- Chemsr. [https://www.chemsrc.com/en/cas/30606-27-0\\_36048.html](https://www.chemsrc.com/en/cas/30606-27-0_36048.html)
- Liza A. Dosso, Pablo J. Luggren, Juana Isabel Di Cosimo. (2020). "*Synthesis of Edible Vegetable Oils Enriched with Healthy 1,3-Diglycerides Using Crude Glycerol and Homogeneous/ Heterogeneous Catalysis*". Catalysis Science and Engineering Research Group (GICIC), INCAPE, UNL-CONICET, CCT CONICET Santa Fe, Colectora Ruta Nac. 168, km 0, Paraje "El Pozo," (3000) Santa Fe, Argentina.
- R. B. R. Choudhury. (1960). "*The Preparation and Purification of Monoglycerides*". Iowa Engineering Experiment Station, Iowa State University of Science and Technology, Ames, Iowa, USA.
- K. Campbell-Timperman, J.H. Choi, and R. Jimenez-Flores. (1996). "*Mono- and Diglycerides Prepared by Chemical Glycerolysis from a Butterfat Fraction*". Dept. of Food Science, Univ. of Illinois, Champaign-Urbana, IL, USA.
- H. Nouredinia, D.W. Harkeyb, and M.R. Gutschman. (February 2004). "A Continuous Process for the Glycerolysis of Soybean Oil". Department of Chemical Engineering, University of Nebraska, Lincoln, Nebraska 68588-0126, b3M, Springfield, Missouri, and c Cargill Inc., Denver, Colorado.
- A. E. Rheineck, R. Bergseth y B. Sreenivasan.(1968) "*Glycerolysis of Linseed Oil: A Compositional Study*" North Dakota State University, Fargo, North Dakota 58102, USA.
- Hendrex W. Kazembe-Phiri, Yukihiko Matsumura y Tomoaki Minowa. (2011). "*Reaction Characteristics of Glycerol Pretreatment of Bio-oil with Calcium Hydroxide for Biodiesel Production*". Dept. of Mechanical Systems Engineering, Graduate School of Engineering, Hiroshima University, Japan.
- Sistema Nacional de Repositorios Digitales. (1953). "*Composición química en ácidos grasos de aceites de maní de producción nacional : composición química de aceites*

*de maní de las variedades "Negra" y "Blanca", cosechados en Bella Vista".*

Recuperado de:

[https://repositoriosdigitales.mincyt.gob.ar/vufind/Record/BDUBAFCEN\\_1631b76dadb1c955611dd088f19f3af](https://repositoriosdigitales.mincyt.gob.ar/vufind/Record/BDUBAFCEN_1631b76dadb1c955611dd088f19f3af)

- TIMSA Técnica e Ingeniería de Mezclas. Agitadores de velocidad lenta Serie TA. Recuperado de:

<https://www.timsa.com/wp-content/uploads/PDF/agitador-velocidad-lenta-ta-2.pdf>

## CAPÍTULO 4

# Diseño del sistema de purificación

## 4.1 Objetivos

El objetivo principal del presente capítulo consiste en el diseño del sistema de purificación del reactor de hidrólisis, con el fin posterior de obtener los productos detallados en los capítulos precedentes. Esto comprende la definición del número y secuencia de operaciones de separación a desarrollar, así como la selección de los equipos principales. Dicho diseño puede basarse en modelos ideales, información bibliográfica y catálogos de fabricantes.

## 4.2. Introducción

A la salida del proceso Colgate-Emery, se obtiene por el tope una corriente compuesta principalmente por ácidos grasos. A continuación se informa la composición de la misma:

Tabla 4.1. Composición de la corriente de tope del reactor de hidrólisis.

Componente	Fracción Másica ( $w_{AG, hidrólisis}$ )	Fracción Molar ( $x_{AG, hidrólisis}$ )
Ácidos Grasos	0.944	0.9814
Triglicéridos	0.039	0.0130
Otros	0.017	0.0056

Dentro de la clasificación “otros” se localizan los mono, diglicéridos y glicerol presentes en la fase orgánica. Las condiciones operativas de la corriente de ácidos grasos corresponden a la presión y temperatura de operación del reactor en el proceso Colgate-Emery. Éstas son:

- P = 4500 kPa (45 bar)
- T = 260 °C

A modo de recordar, en la Tabla 4.2 se presenta la pureza deseada de los productos finales que se comercializarán.

Tabla 4.2. Composición de ácidos grasos fraccionados a obtener.

Ácido Graso	Composición (% Molar)
Ácido Linoleico - Ácido Linolénico	70-75
Ácido oleico	68-84

Como se ha informado en el Capítulo 1, el objetivo se centra en obtener ácidos grasos insaturados de pureza considerable ya que se encuentran en mayor proporción en la materia prima. Los ácidos grasos saturados que se producen en el proceso de hidrólisis se encuentran en baja proporción y es por ello que se decide no purificarlos para fines comerciales.

Dicho esto, el presente capítulo se basa en poder desarrollar métodos de purificación para separar los ácidos grasos insaturados y obtenerlos de manera fraccionada.

Analizando las propiedades físicas de los productos obtenidos en la reacción de hidrólisis y en mente de obtener la pureza mencionada en la Tabla 4.2, se encontró que la mejor alternativa de purificación para obtener ácido linoleico y ácido oléico es realizar una destilación molecular seguida de tres cristalizaciones.

#### **4.2.1 Simulación de propiedades físicas**

Previo al desarrollo del sistema de purificación, es preciso realizar aclaraciones que serán útiles a lo largo del capítulo. En primer lugar, todas las propiedades físicas que fueron utilizadas en los cálculos fueron estimadas en el simulador UNISIM Design. Para ello, fue necesario cargar en el mismo los ácidos grasos (linoleico, oleico, linolénico, esteárico y palmítico), junto con los triglicéridos que no han reaccionado en la etapa previa. En el simulador ya se encontraban disponibles todos los datos para los ácidos grasos, no para los triglicéridos. Es por ello que fue necesario ingresar a la base de datos de UNISIM ciertas propiedades de la trilinoleína, para que luego, el simulador estime las restantes de acuerdo a un modelo predictivo como lo es UNIFAC. Además, se decidió que la trilinoleína represente a la materia prima no reaccionante para ser consistentes con los cálculos realizados en el Capítulo 3, además de ser el elemento más representativo dentro de la misma.

Por otra parte, se ha decidido expresar todos los resultados en fracción molar y no másica ya que los diagramas utilizados en el desarrollo del capítulo contienen dicha fracción.

#### **4.3 Destilación Molecular**

Observando la composición de la corriente de salida del proceso Colgate-Emery, el primer objetivo es separar los triglicéridos que no han reaccionado, dado que su presencia afecta la calidad del producto a obtener. Analizando las diversas alternativas para la separación, se concluyó que la más conveniente es la destilación. Básicamente, dicha operación consiste en la separación de compuestos de una mezcla líquida de acuerdo a la diferencia entre sus puntos de ebullición, evaporando el más volátil de ellos para luego condensarlo y obtener los productos separados. A continuación se presentan los puntos de ebullición de todos los compuestos presentes en la corriente:

Tabla 4.3. Temperatura de ebullición de los compuestos de la corriente.

<b>Ácido</b>	<b>Punto de ebullición (°C)</b>
Ácido oleico	358.9
Ácido linoleico	353.9
Ácido linolénico	359
Ácido esteárico	375.2
Ácido palmítico	351
Trilinoleína (Triglicérido)	816

Dada la gran diferencia entre los puntos de ebullición de los ácidos grasos y de la trilinoleína, es que resulta conveniente realizar una destilación para su separación. Sin embargo, debe contemplarse el hecho de que los compuestos pueden degradarse si están expuestos un tiempo prolongado a una temperatura determinada, llamada temperatura de degradación. Por encima de los 200 °C, los ácidos grasos pueden sufrir cierto grado de transformación en su composición, lo que afecta posteriormente la calidad de producto obtenido. Por lo tanto, se evaluó la necesidad de reducir la temperatura de operación del proceso, es decir, la temperatura de trabajo de la etapa de destilación. Para ello, una de las alternativas posibles consiste en reducir la presión de trabajo con el fin de disminuir también la temperatura de ebullición de los compuestos y que no supere la temperatura de degradación. Trabajando de esta manera, puede llevarse a cabo una destilación molecular, también conocida como destilación de camino corto (short path). Se emplea típicamente para separar sustancias de alto punto de ebullición, principalmente de compuestos sensibles a la temperatura.

En la siguiente figura se puede apreciar un esquema del destilador molecular, que puede ser construido a escala industrial.

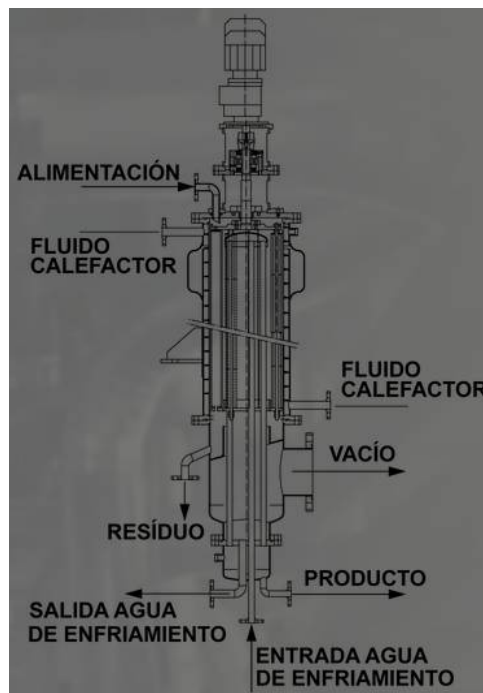


Figura 4.1. Destilador molecular.

El principal inconveniente radica en poder reducir la presión de operación de la columna, realizando un vacío necesario para poder operar a temperaturas más bajas. Para ello, se dispone de dos tipos de equipos para lograr dicho objetivo: eyectores y bombas de vacío.

- Eyector

Son equipos capaces de reducir la presión de un líquido o un gas mediante el arrastre del fluido en cuestión por un fluido motriz a alta velocidad a través de una boquilla. Los eyectores no tienen piezas móviles (válvulas, pistones, rotores), su diseño es simple y fácil de construir, pero son menos eficientes que las bombas o compresores. Se usan

cuando se dispone de grandes cantidades de vapor o gas como fluidos motrices a bajo costo. Su uso más amplio es para producir vacío. Detallando su principio de operación, el chorro de fluido a alta velocidad (presión estática baja) produce el arrastre de otro fluido, al entrar en contacto con él, produciendo la mezcla de los fluidos. Un eyector consta de tres partes: una boquilla, una cámara de succión y un difusor. La boquilla permite la expansión del fluido motriz a una velocidad más alta. Este chorro a alta velocidad entra en contacto con el gas a ser comprimido en la cámara de succión. La compresión del gas se produce a medida que la energía por velocidad se convierte en presión al desacelerar la mezcla a través del difusor.

El fluido utilizado para llevar a cabo la operación de vacío puede variar, destacándose los siguientes:

- Vapor de agua: Es el fluido motriz más comúnmente usado. Es económico, generalmente está disponible, fácilmente recuperable con condensadores y compatible con la mayoría de los fluidos a ser comprimidos. Generalmente requiere de intercondensadores, para remover los condensados. Se requiere de vapor seco para un desempeño eficiente. Los eyectores de vapor pueden estar hechos de prácticamente cualquier material viable, por lo tanto, se puede elegir un material resistente a la erosión específico y también se pueden recubrir con un material resistente a la corrosión.
- Aire: Se utiliza en eyectores portátiles, para vaciado de tanques, para bombeo, casi nunca se usa en servicio de procesos químicos.
- Otros fluidos motrices: Ocasionalmente se usa gas natural y gases de refinería.

Cuando se requiere mayor vacío, se necesitan dos, tres, cuatro o más etapas con condensadores intermedios. Las etapas se calculan para determinar los requerimientos de servicios de los eyectores y condensadores. Como aproximación inicial se tiene:

- Una etapa: 60 – 750 mmHg
- Dos etapas: 10 – 100 mmHg
- Tres etapas: 2 – 15 mmHg
- Cuatro etapas: 0.025 – 2.5 mmHg
- Cinco etapas: 0.004 – 0.05 mmHg

De acuerdo a la presión de operación elegida para llevar a cabo la destilación, puede seleccionarse la cantidad de etapas necesarias que debe tener el sistema de vacío. En las siguientes figuras se muestra un eyector industrial y los diversos arreglos de eyectores y condensadores que pueden utilizarse en la industria (ver Figuras 4.2 y 4.3).



Figura 4.2. Eyector utilizado en la industria.

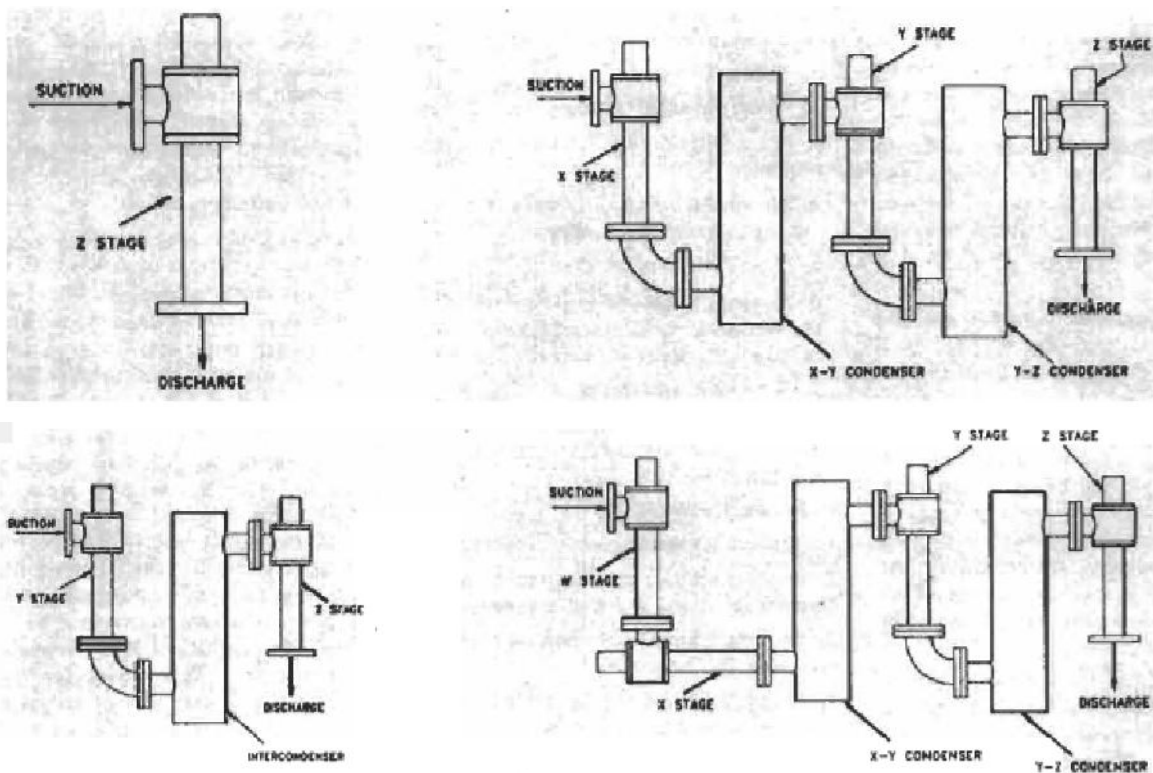


Figura 4.3. Arreglos de eyectores y condensadores utilizados en la industria.

- Bomba de vacío

Son dispositivos que usan un motor eléctrico y una cámara de paletas o una cámara de anillo líquido para evacuar el aire de un área específica. Entre los distintos tipos, las más conocidas son las bombas rotativas por su capacidad y facilidad de accionamiento y entre ellas, las más utilizadas son las bombas de paletas y las de anillo de líquido. Se utilizan cuando se maneja un caudal elevado y se desea un alto vacío, superior al producido por un eyector. La principal desventaja que posee la bomba de vacío es la complicación mecánica al tener partes móviles en su estructura, lo que resulta un perjuicio económico en caso de reparar el mismo ante un eventual desperfecto. Es por ello que no se decide utilizar bomba de vacío para llevar a cabo la destilación molecular.



Luego de analizar ventajas y desventajas de los dos equipos, se decide utilizar un sistema de eyectores. La cantidad de eyectores será definida posteriormente junto con otras condiciones operativas para llevar a cabo la destilación.

Una vez descrito el tipo de instrumento utilizado para generar la presión apropiada en el equipo, resta saber la composición detallada de la corriente de entrada al proceso de destilación molecular. Para conocer la composición inicial, se recuerda previamente la distribución de ácidos grasos que componen la materia prima:

Tabla 4.4. Composición molar de ácidos grasos.

Ácido	Fracción Molar ( $x_{AG,inicial}$ )
Linoleico	0.525
Oleico	0.336
Palmítico	0.085
Estearico	0.049
Linolénico	$5.015 \cdot 10^{-3}$

Por lo tanto, la composición de cada ácido en la corriente de ingreso al destilador se calcula como:

$$x_{AG,destilador} = x_{AG,hidrólisis} * x_{AG,inicial}$$

Luego, la composición de entrada al destilador se compone de los siguientes elementos:

Tabla 4.5. Composición molar a la entrada del destilador.

Ácido	Fracción Molar ( $x_{AG,inicial}$ )
Ácido Linoleico	0.5147
Ácido Oleico	0.33
Ácido Linolénico	0.0049
Ácido Palmítico	0.0838
Ácido Estearico	0.048
Trilinoleina (Triglicéridos)	0.0186

Con el objetivo de simplificar el sistema, el porcentaje de compuestos minoritarios conformados por mono y diglicéridos junto con glicerol (agrupados como “otros” en la tabla 1) se incluyó en la trilinoleina, es por ello que la Tabla 4.5 posee una composición de triglicérido mayor que la informada en la Tabla 4.1.

La simulación del destilador molecular se realizó en Unisim Design, pero es importante aclarar que el mismo no puede diseñarse en el simulador elegido. Para ello, se eligió una torre de destilación flash con el fin de emular el comportamiento en la destilación de camino corto. La evaporación instantánea es una operación de una sola etapa en donde se evapora parcialmente una mezcla líquida, se permite que el vapor alcance el equilibrio con el líquido residual y se separan y eliminan del aparato las fases vapor y líquido resultante. Por lo tanto, resulta de gran importancia seleccionar de manera adecuada las condiciones de operación de la torre, es decir, la temperatura de ingreso de la mezcla y la presión de operación.

Vale recordar que la salida del reactor de hidrólisis se da a 260 °C y 4500 kPa (45 bar), donde se tiene la corriente de ácidos grasos en estado líquido. El objetivo es ingresar al destilador flash con una mezcla líquido-vapor donde predomine la fase vapor para facilitar la separación; para ello es necesario disminuir la temperatura y la presión. Realizando diversas pruebas en el simulador, se concluyó que operando a 0.1 kPa y 182 °C se lograba separar casi en su totalidad los triglicéridos de los ácidos grasos, obteniendo resultados acordes a lo esperado. Para lograr dichas condiciones operativas, deben realizarse previamente las siguientes operaciones:

- ❖ Enfriar previamente la mezcla en un intercambiador de calor donde la temperatura se reduce desde 260 a 182 °C.
- ❖ Descender la presión de operación desde 4500 kPa a 101.325 kPa (presión atmosférica aproximadamente). Para dicha operación, el objetivo consiste en colocar de manera conjunta, placas orificio y válvulas reguladoras para disminuir la presión. Además, la presencia de válvulas reguladoras permite controlar el caudal para que el mismo no presente variaciones bruscas (con la colocación conjunta de medidores de caudal o caudalímetros). La presencia de placas orificio resulta beneficioso ya que dicho elemento soporta trabajar a presiones y temperaturas elevadas, además de tener un diseño sencillo.

A su vez, de acuerdo con la información encontrada de fabricantes nacionales de eyectores, como Ingeniería Bernoulli, para emplear una presión de 0,1 kPa es necesario contar con un sistema de vacío de eyectores de 4 etapas, conectados con sus respectivos condensadores. En estas condiciones, la corriente de ácidos grasos con triglicéridos ingresa al destilador con un 97% en fase vapor, favoreciendo la separación. En las siguientes tablas se informan los resultados obtenidos de la simulación, junto con las condiciones operativas de la torre, que incluyen la composición de la corriente, la temperatura y presión de operación.

Tabla 4.6. Entrada al destilador flash.

Parámetro	Valor
Temperatura (°C)	182
Presión de operación (kPa)	0.1
Caudal molar (kmol/h)	13.02
$X_{\text{linoleico}}$	0.5147
$X_{\text{oleico}}$	0.33
$X_{\text{linolénico}}$	0.0049
$X_{\text{palmítico}}$	0.0838
$X_{\text{esteárico}}$	0.048
$X_{\text{triglicéridos}}$	0.0186

Tabla 4.7. Resultados de la destilación flash en la corriente de vapor saturado.

Parámetro	Valor
Caudal molar (kmol/h)	12.7
$X_{\text{linoleico}}$	0.5246
$X_{\text{oleico}}$	0.3357
$X_{\text{linolénico}}$	0.005
$X_{\text{palmítico}}$	0.0857
$X_{\text{esteárico}}$	0.0488
$X_{\text{triglicéridos}}$	0.0002
$F_{\text{linoleico}}$ (kmol/h)	6.66
$F_{\text{oleico}}$ (kmol/h)	4.2623
$F_{\text{linolénico}}$ (kmol/h)	0.0637
$F_{\text{palmítico}}$ (kmol/h)	1.088
$F_{\text{esteárico}}$ (kmol/h)	0.6197
$F_{\text{triglicéridos}}$ (kmol/h)	0.0021

Tabla 4.8. Resultados de la destilación flash en la corriente de líquido saturado.

Parámetro	Valor
Caudal molar (kmol/h)	0.3198
$X_{\text{linoleico}}$	0.1207
$X_{\text{oleico}}$	0.1041
$X_{\text{linolénico}}$	0.0012
$X_{\text{palmitico}}$	0.0088
$X_{\text{esteárico}}$	0.0149
$X_{\text{triglicéridos}}$	0.7502
$F_{\text{linoleico}}$ (kmol/h)	0.0386
$F_{\text{oleico}}$ (kmol/h)	0.0333
$F_{\text{linolénico}}$ (kmol/h)	0.0004
$F_{\text{palmitico}}$ (kmol/h)	0.0028
$F_{\text{esteárico}}$ (kmol/h)	0.0048
$F_{\text{triglicéridos}}$ (kmol/h)	0.2399

Otro de los datos a tener es el calor intercambiado por el condensador interno del destilador molecular. Para ello, puede calcularse al mismo de acuerdo a la ecuación de calor latente:

$$Q_{\text{Condensador}} = F_{\text{Destilado}} * \lambda_{V \text{aporización}}$$

Donde:

- $F_{\text{Destilado}}$  : Caudal molar de destilado que ingresa al condensador [=]  $12.7 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$
- $\lambda_{V \text{aporización}}$  : Calor latente de vaporización [=]  $1.033 * 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$

Ambos datos son extraídos de la simulación del destilador flash en Unisim. Por lo tanto, el calor liberado por el condensador interno del destilador molecular es igual a:

$$Q_{\text{Condensador}} = - 1.312 * 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El signo negativo es debido al calor liberado por el condensador para que la corriente del destilado se condense y se produzca un cambio de fase (de vapor saturado a líquido saturado). Al mantener la presión constante en el condensador, el pasaje de fase vapor a líquido requiere de una disminución de temperatura en la corriente. En la simulación

del equipo en Unisim pudo determinarse que la temperatura de salida de la corriente de ácidos grasos es de 166.2 °C. El cambio en la temperatura se debe a que se está trabajando con una mezcla, no con componentes puros, es por ello que el cambio de fase a presión constante provoca una disminución en la temperatura, ya que los compuestos a la presión de trabajo pueden tener diversos puntos de ebullición.

#### **4.4 Cristalización Fraccionada**

##### **4.4.1 Equipos**

Los equipos de cristalización se clasifican según el método que utilizan para crear sobresaturación. Para los ácidos grasos se debe realizar una cristalización por enfriamiento. En el proceso de obtención de ácidos linoleico y oleico se llevarán a cabo tres cristalizaciones a diferentes temperaturas. En el primer equipo se separarán los ácidos saturados, que en su conjunto se denominan estearina, de los ácidos insaturados que se denominan oleína. Luego, la fase rica en oleína se trata en dos equipos de cristalización en serie con el objetivo de separar el ácido oleico del ácido linoleico, que son los productos que se comercializarán.

Con respecto a la temperatura, el tratamiento puede diferir de acuerdo al requerimiento de enfriamiento que tenga el sistema. De acuerdo al material bibliográfico disponible, se escoge por realizar una cristalización en seco con el objetivo de no utilizar un solvente que deba ser removido en etapas posteriores. Además, la toxicidad de algunos de ellos como el metanol puede ser perjudicial en el producto final incluso en bajas concentraciones, ya que los ácidos grasos que se producen tienen un fin comercial alimenticio o farmacéutico.

Con respecto a la disminución en la temperatura, para ambas cristalizaciones se va a utilizar un anticongelante como fluido de intercambio de calor para enfriar la mezcla de ácidos grasos y lograr la cristalización. Los anticongelantes son compuestos que se añaden a los líquidos para reducir su punto de fusión. En la industria existen distintos tipos de anticongelantes como por ejemplo: metanol, etilenglicol, propilenglicol, entre otros, los cuales tienen distintas propiedades físicas. Sin embargo la elección del mismo se hará en el siguiente capítulo ya que se requiere un diseño en profundidad del sistema de frío. A priori se estima que se requerirá un fluido con un punto de congelamiento menor a los -10 °C dadas las condiciones de operación de los cristalizadores.

A su vez el fluido de intercambio formará parte de un sistema cerrado donde luego de elevar su temperatura debido a la transferencia de calor que ocurre en el cristizador, retornará al sistema de frío donde intercambiará calor con el refrigerante disminuyendo su temperatura, para así luego retornar al equipo principal. Para una adecuada selección del refrigerante deben tenerse en cuenta los siguientes aspectos:

- No debe ser tóxico, corrosivo o inflamable.
- No debe contribuir a la capa de ozono ni al calentamiento global.
- Debe ser estable químicamente.
- Debe tener una entalpía de vaporización elevada para minimizar el flujo másico.
- En lo posible, debe ser un fluido económico y disponible comercialmente.
- Debe tener presión de saturación por sobre la presión atmosférica bajo condiciones normales de operación.
- Debe tener una presión de condensación que no exceda la presión límite de los componentes del sistema de refrigeración.

- La diferencia de temperatura entre el refrigerante y el anticongelante debe mantenerse de 5 a 10 °C.

Teniendo en cuenta las cuestiones mencionadas, en el Capítulo 5 se elegirá un refrigerante para poder diseñar el sistema de frío y estimar los caudales de fluido necesarios para lograr los intercambios de calor requeridos en los equipos de cristalización.

Antes de detallar las cristalizaciones llevadas a cabo, es válido mencionar ciertos aspectos constructivos del cristalizador que sirva como referencia para un posible dimensionamiento del equipo. Además de la temperatura a la cual se lleva a cabo el enfriamiento de la mezcla de ácidos grasos, el tipo de refrigerante y el circuito de calor a implementar, otro aspecto a resaltar es la agitación. Es necesario contar con un sistema eficiente de agitación de manera tal de mantener condiciones homogéneas dentro del cristalizador y por ende, que el proceso se realice de forma continua y uniforme. El sistema de agitación más usual es por agitadores tipo impulsores, teniendo múltiples opciones para su selección. Dentro de los diversos fabricantes de agitadores, se ha encontrado al constructor Timsa que provee diversos tipos, los cuales serán de gran utilidad a la hora de seleccionar el más conveniente. Dicha decisión será tomada en capítulos posteriores, informando el tipo de agitador, sus dimensiones y consumo energético.

Respecto al diseño del cristalizador, comúnmente en la industria se utiliza un tanque de gran dimensión donde en su interior se dispone de una serie de tubos donde circula el fluido de enfriamiento. Por ejemplo, pueden colocarse serpentines en forma horizontal, vertical o como placas verticales, y según la información recolectada todas ellas son altamente eficientes. A continuación pueden observarse los diagramas de tanques cristalizadores con un sistema de agitación por impulsores.

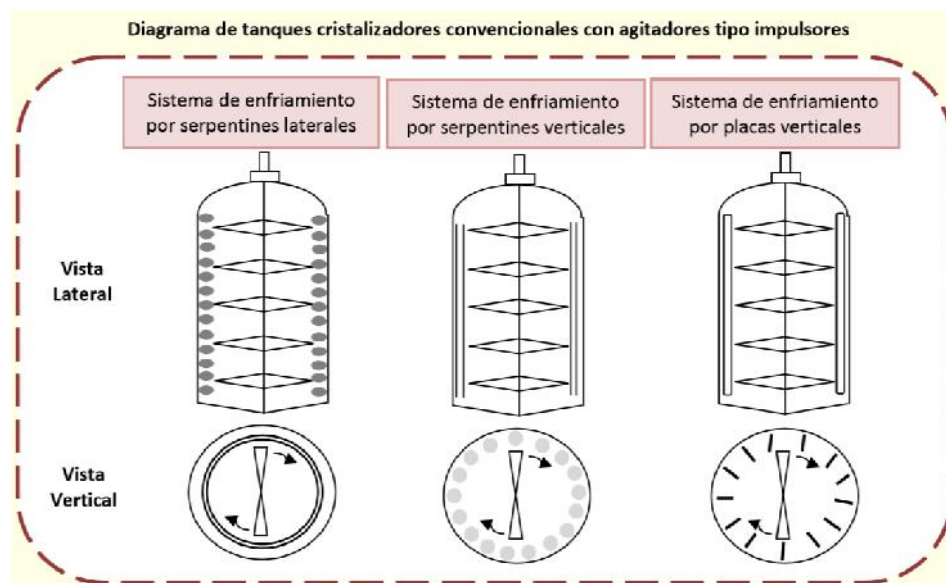


Figura 4.4. Esquemas ilustrativos de cristalizadores industriales.

Aunque no es requerimiento dimensionar el equipo, se encontró información de un fabricante internacional líder en sistemas de separación (Sulzer) acerca de las posibles dimensiones que tiene un cristalizador industrial. Dichos cristalizadores son similares a los esquematizados en la Figura 4.4, es decir, que la información dada a continuación puede

estar sujeta a cambios pero es extrapolable al diseño que quiere llevarse a cabo en este proyecto.

Technical data and dimensions										
Type		1	2	3	4	5	6	7	8	9
Effective volume	m <sup>3</sup>	1.8	3.5	7.6	10.4	18	26.1	35	42	50
Lenght*	mm	1'910	2'910	4'210	4'910	4'910	8'060	8'060	9'460	9'460
Width*	mm	1'020	1'160	1'510	1'710	2'700	2'400	3'090	3'130	3'640
Height*	mm	3'570	3'570	3'570	3'570	3'570	3'570	3'570	3'570	3'570
Weight (empty)	kg	3'200	5'600	10'300	13'500	21'000	30'500	39'000	46'000	54'000
Heat transfer liquid flow rate	m <sup>3</sup> /h	16	35	70	95	165	240	315	380	450

\* Overall dimensions incl. supports  
All dimensions are for reference only and are subject to change.

Figura 4.5. Dimensiones estimativas de cristalizadores industriales según Sulzer.

Para el diseño de este equipo es necesario y primordial conocer el tiempo de residencia de la alimentación necesario para la formación de cristales de tamaño adecuado para separarse eficientemente del líquido. Es por ello, que por este motivo y debido a que no es necesario dimensionarlo, se decide tomar un valor promedio entre los volúmenes informados por el fabricante Sulzer con el fin de conocer el precio en el capítulo económico. Por lo tanto, se toma un valor de 25 m<sup>3</sup> para el cristalizador, cuyas dimensiones estimativas son las siguientes:

- Altura = 3.57 m
- Largo = 8 m
- Ancho = 2.3 m
- Peso = 30000 kg

#### 4.4.1.1 Tipo de cristalizador

En cada una de las cristalizaciones se va a utilizar un cristalizador de tubo de tiro con agitación. Este equipo presenta un diseño básico cuyo cuerpo interno se encuentra bien mezclado gracias a la acción del impulsor. El intercambiador de calor interno tiene varias desventajas:

- Las limitaciones en el área de transferencia de calor, que solo la hacen factible para tareas de bajo calor y volúmenes relativamente pequeños, y la falta de flexibilidad, porque el intercambiador de calor está integrado en el cristalizador.
- La presencia del intercambiador de calor provocará un desgaste considerable como resultado de las colisiones de cristales con los tubos del intercambiador de calor.

A menudo el conjunto de tubos se coloca fuera del cuerpo del cristalizador mediante un intercambiador de calor externo, lo que hace que el cristalizador sea más flexible y robusto. Para aplicaciones de enfriamiento con bajas tareas de enfriamiento, como es el caso de este trabajo, existen diseños alternativos con un intercambiador de calor con camisa.

El cristalizador DT tiene la ventaja de un flujo dirigido bien definido para una mezcla óptima a baja potencia en comparación con un cristalizador de tanque mixto con agitador tipo paleta o turbina.

#### 4.4.1.2 Bomba

La presión de trabajo en los distintos cristalizadores es de 101,325 kPa. Para alcanzar esta presión luego de la destilación molecular, que se lleva a cabo a una presión reducida de 0,1 kPa, se utilizará una bomba para impulsar a la mezcla de ácidos grasos y lograr dicho objetivo. A continuación se presentan los datos de ingreso del fluido a la bomba, que son de utilidad para la elección de la misma:

- $Q_{vol} = 3.941 \frac{m^3}{h}$
- $\nu = 2.565 \text{ cStokes}$
- $\rho = 49.12 \frac{lb}{ft^3} = 786.8 \frac{kg}{m^3}$
- $T = 166.2 \text{ } ^\circ C = 331.2 \text{ } ^\circ F$
- $h_{des} = \frac{\Delta P}{\rho * g} = \frac{(101.325 - 0.1) \text{ kPa}}{786.8 \frac{kg}{m^3} * 9.81 \frac{m}{s^2}} = 13.12 \text{ m}$
- $P_{succión} = 0.1 \text{ kPa}$

La particularidad de esta bomba es la baja presión de succión requerida, por lo tanto su selección será más específica respecto a las bombas restantes que se encuentran en el proceso. Con las consideraciones mencionadas se seleccionará la bomba en el siguiente capítulo, junto con los elementos impulsores de fluido.

#### 4.4.1.3 Filtración

Posterior a cada cristalización se debe realizar una filtración para separar el sólido cristalizado del líquido. Este proceso se lleva a cabo a la temperatura de cristalización para mantener el equilibrio de fases deseado. Si bien hay una gran variedad de filtros utilizados en la industria, para este proceso las opciones más comunes son el filtro prensa de membrana y el filtro rotativo. A continuación se exponen las características más importantes de cada uno, destacando ventajas y desventajas de los mismos:

- Filtro continuo rotativo

La operación de este equipo es un proceso continuo, que implica tres etapas principales donde se lleva a cabo la separación de las fases por presión reducida. Inicialmente los cristales se concentran debido a la succión de la fase líquida que realiza la bomba de vacío, y se forma la torta de estearina sobre la superficie del tambor rotativo. Luego esta se seca por la acción de una corriente gaseosa (aire, nitrógeno) y finalmente se realiza la descarga del filtro por contracorriente de aire y raspado. Las ventajas de este método son su sencillez de operación y su bajo costo. La utilización de filtros de vacío es recomendable cuando se desean obtener estearinas blandas, denominadas así porque contienen una mayor proporción de oleína en la fracción sólida. Esto se debe a que durante la filtración con filtros de vacío los cristales quedan recubiertos con oleína por efecto capilar, o bien permanece ocluida en la aglomeración de cristales. Sin embargo, esto implica una



desventaja en el proceso existente ya que el objetivo es separar la mayor cantidad de oleína de la fase sólida, y que ésta no quede retenida ya que implica pérdida de producto final.



Figura 4.6. Filtro continuo rotativo.

Se ha encontrado información acerca de un fabricante nacional encargado de la construcción del filtro (Grupo TEFSA). En el apartado de bibliografía puede hallarse información acerca de las posibles dimensiones del filtro.

- Filtro prensa de membranas

Esta técnica presenta ventajas sobre los filtros de tambor rotativo de vacío: mayor eficiencia de separación, mayor tolerancia a los cambios de morfología del cristal, mayor protección contra la oxidación, mayor rapidez de filtración y menor consumo de energía. Gracias a estas mejoras actualmente esta técnica es la preferida para la separación en procesos de cristalización fraccionada. Estos equipos están formados por una serie de placas de material filtrante unidas por un cilindro hidráulico. La superficie de estos filtros es mucho mayor a la disponible en los filtros de vacío (filtro prensa de membrana: 60 m<sup>2</sup>, filtro de vacío: 6 m<sup>2</sup> aproximadamente). La operación de filtración es un proceso semicontinuo dividido en dos etapas. La primera de ellas comienza con el llenado del filtro con la mezcla obtenida de la cristalización (lechada), y consiste en aplicarle presión para separar una primera parte de la fase líquida. La segunda etapa consiste en el estrujado de los cristales concentrados producto de la primera etapa. De esta forma se logra extraer la fase líquida que se encuentra retenida dentro de la sólida. Finalmente el filtro se abre y se descarga la estearina mediante gravitación. Las presiones aplicadas sobre la lechada durante la primera etapa de filtración pueden variar según el equipo, y están en el rango de 4 – 8 bar para filtros estándar. No obstante, la desventaja de este tipo de filtrado es el principio de operación discontinua, que puede llevar a la utilización de dos filtros en paralelo en cada cristizador para cumplir con el requerimiento de separación.



Figura 4.7. Filtro de membranas.

En caso de utilizar este filtro, la información acerca de sus dimensiones puede extraerse del mismo fabricante especificado anteriormente.

Luego de describir cada uno de los filtros, resta definir otro aspecto importante en la determinación del tipo de equipo a utilizar: la eficiencia de cada uno de ellos. Dicho parámetro depende de múltiples factores, no sólo relacionado al equipamiento y características constructivas, sino también con la formación de cristales de tamaño apreciable y la capacidad de lograr una separación acorde. De acuerdo a investigaciones realizadas por distintos autores, se ha determinado una eficiencia del 90% en filtros de membrana y un poco menos (alrededor de 80%) para los filtros continuos. Sin embargo, con el fin de introducir dicho parámetro en los cálculos para obtener los requerimientos de pureza, se opta por elegir una eficiencia del 90%.

Por último, es importante destacar que la elección final del filtro a utilizar se realizará en el capítulo económico del presente proyecto, sin embargo se ha realizado un análisis de los tipos de filtros a utilizar para tomar la decisión con fundamentos teóricos y prácticos.

#### **4.4.2 Primera cristalización**

En una primera etapa el objetivo radica en obtener una composición de salida del cristizador que corresponda a una fracción líquida (oleína) y otra fracción con cristales sólidos (estearina). Para ello, es indispensable contar con datos del equilibrio de dichos ácidos. En la Figura 4.8 se presenta el diagrama de fases en fracciones molares para la oleína y estearina para sebo como materia prima. Considerando que en el sebo se presentan los mismos ácidos pero con distinta composición que en el aceite de soja, se consideró apropiado utilizar este diagrama para analizar el equilibrio en el primer cristizador, a falta de información específica del equilibrio en aceite de soja.

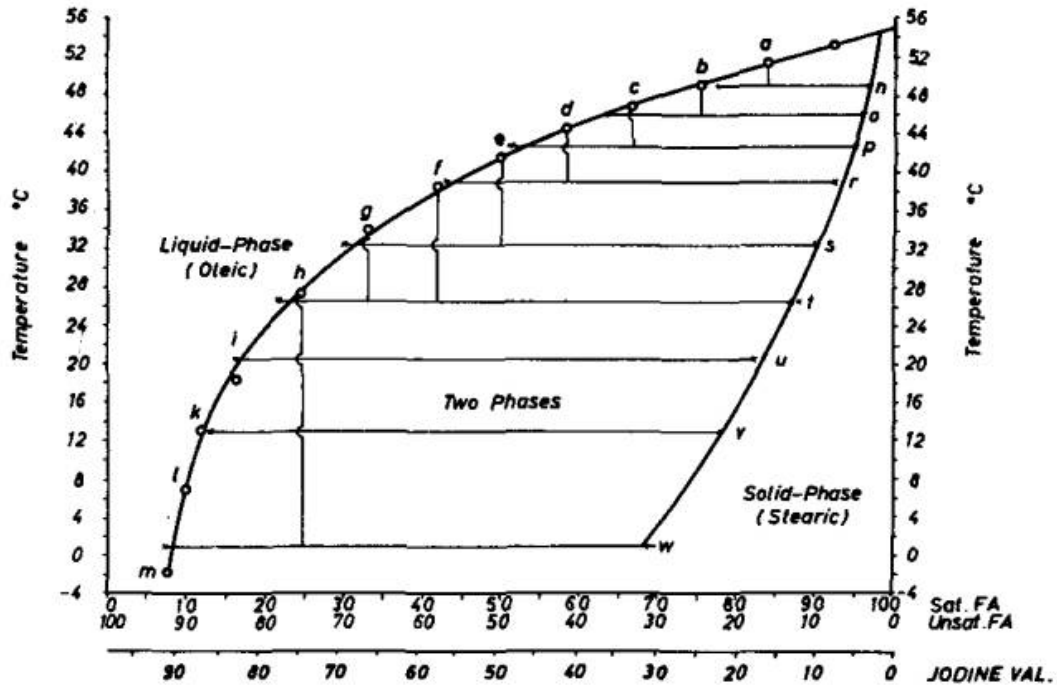


FIG. 5. Phase diagram of tallow fatty acid.

Figura 4.8. Diagrama de fases de estearina y oleína para sebo.

Los ácidos saturados cristalizan a temperaturas considerablemente más altas que los ácidos insaturados, por lo que en el equilibrio la fase sólida es rica en estearina y la fase líquida es rica en oleína.

En la Tabla 4.8 se informó la composición a la salida del destilador molecular. La corriente que ingresa al cristalizador es la que proviene del destilador, por lo tanto puede determinarse la composición de oleína y estearina sumando las fracciones molares de ácidos insaturados y saturados, respectivamente:

- $x_{oleína, F} = x_{linoleico, D} + x_{oleico, D} + x_{linolénico, D} = 0.8653$
- $x_{estearina, F} = x_{palmítico, D} + x_{esteárico, D} + x_{otros, D} = 0.1347$

Con esta composición se debe seleccionar la temperatura de trabajo de la primera etapa para purificar la fase de oleína. Analizando el diagrama de fases, se decidió llevar a cabo la cristalización a 2 °C para obtener una alta composición de oleína en la fase líquida sin que cristalice la totalidad de la estearina. Para esta temperatura de trabajo las concentraciones de salida de oleína en cada fase son:

- $x_{oleína, L} = 0.915$
- $x_{oleína, S} = 0.31$

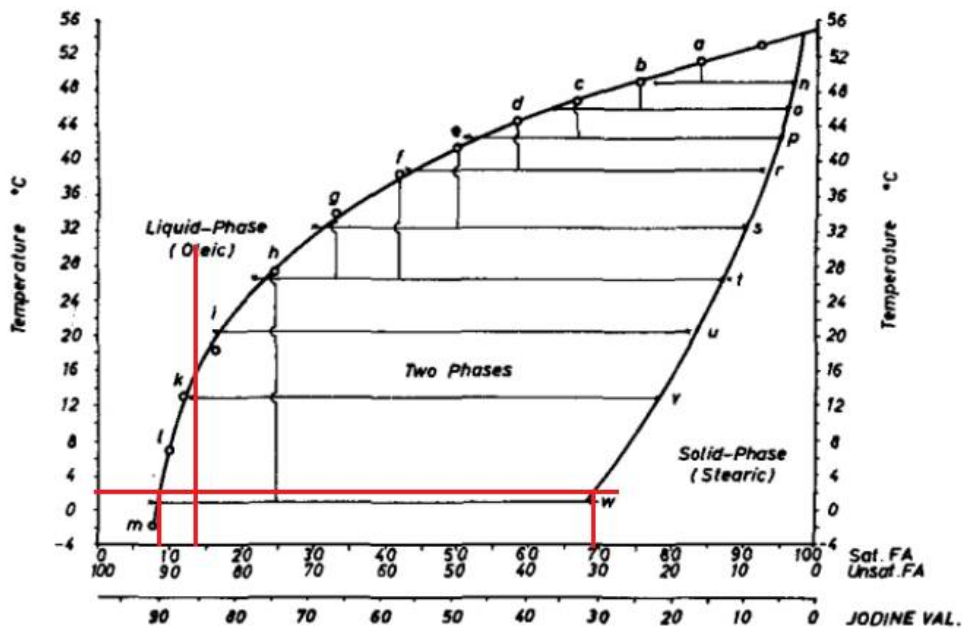


Figura 9. Diagrama de fases de estearina y oleína para sebo.

A partir de los balances de masa total y el de la oleína se puede determinar el caudal molar de líquido y de sólido que serán filtrados.

$$F = L + S$$

$$F * x_{oleína, F} = L * x_{oleína, L} + S * x_{oleína, S}$$

Donde:

- F: Caudal molar que ingresa al cristalizador [=]  $12.7 \frac{kmol}{h}$
- S: Caudal molar de corriente rica en estearina que cristaliza [=]  $1.04 \frac{kmol}{h}$
- L: Caudal molar de corriente rica en oleína que no cristaliza [=]  $11.66 \frac{kmol}{h}$

Una vez formada la fase sólida se debe filtrar manteniendo la temperatura final para no modificar el equilibrio de fases. La eficiencia del filtro es del 90% y se puede considerar que el líquido sale sin trazas de sólido, mientras que la fase sólida retiene parte del líquido. Expresado en balances:

$$L_1 = L * 0.9$$

$$S_1 = 0.1 * L_1 + S$$

Donde:

- $S_1$ : Caudal molar de sólido filtrado [=]  $2.21 \frac{kmol}{h}$
- $L_1$ : Caudal molar de líquido filtrado [=]  $10.48 \frac{kmol}{h}$

Como el sólido formado en esta primera cristalización es rico en ácidos saturados, una vez filtrado se desecha ya que no puede ser vendido debido a su baja pureza. Por su parte la fase líquida luego de la filtración será tratada nuevamente por cristalización. En la Tabla 4.9 se informa la composición de esta corriente.

Tabla 4.9. Composición de la fase líquida a la salida del cristizador.

Parámetro	Valor
$X_{\text{linoleico, L}}$	0.555
$X_{\text{oleico, L}}$	0.355
$X_{\text{linolénico, L}}$	0.005
$X_{\text{palmítico, L}}$	0.054
$X_{\text{esteárico, L}}$	0.031

#### 4.4.2.1 Análisis térmico

La corriente F proviene de la destilación molecular, luego de atravesar el condensador y la bomba se encuentra a 101.325 kPa y 166.2 °C. Por lo tanto, para alcanzar la temperatura de trabajo del cristizador se deben disminuir 164 °C y una parte de la corriente cristaliza. Esto significa que hay un gran intercambio de calor sensible. Para evitar requerir de un caudal tan alto de refrigerante en el cristizador, se incorpora un intercambiador de calor previo a los cristizadores. Se buscará que a la salida del intercambiador la corriente se encuentre a 30 °C, temperatura que permite que el fluido de intercambio sea alguna corriente del proceso o agua. Por lo tanto, en este cristizador el calor que se intercambia se puede calcular como:

$$Q_{\text{int}} = Q_{\text{sensible, F}} + Q_{\text{latente}} + Q_{\text{sensible, S}} + Q_{\text{sensible, L}}$$

Donde:

- $Q_{\text{sensible, F}} = F * Cp_S * (T_{\text{equilibrio}} - T_{\text{inicial}})$
- $Q_{\text{latente}} = S * \Delta H_{\text{solidificación}}$
- $Q_{\text{sensible, L}} = L * Cp_L * (T_{\text{final}} - T_{\text{equilibrio}})$
- $Q_{\text{sensible, S}} = S * Cp_S * (T_{\text{final}} - T_{\text{equilibrio}})$

En la Tabla 4.10 se presentan los valores para cada variable. Es válido aclarar que los calores específicos fueron estimados con el simulador y se tomó un valor constante intermedio para el rango de temperatura en que es utilizado. Por otro lado, el calor de solidificación que se usó en los cálculos es el del ácido palmítico ya que es el componente principal de la estearina que solidifica. Además,  $T_{\text{inicial}}$  es la temperatura a la salida de la bomba,  $T_{\text{equilibrio}}$  es la temperatura en que aparece el primer cristal de sólido, es decir, en que

comienza a haber un equilibrio líquido-sólido y  $T_{\text{final}}$  es la temperatura a la que se lleva a cabo la filtración.

Tabla 4.10. Parámetros del balance de energía.

Parámetro	Valor
$F \left( \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right)$	12.7
$L \left( \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right)$	11.66
$S \left( \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right)$	1.04
$C_{pF} \left( \frac{\text{KJ}}{\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}} \right)$	593
$C_{pL} \left( \frac{\text{KJ}}{\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}} \right)$	508
$C_{pS} \left( \frac{\text{KJ}}{\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}} \right)$	500
$T_{\text{inicial}} \left( ^\circ\text{C} \right)$	30
$T_{\text{equilibrio}} \left( ^\circ\text{C} \right)$	16
$T_{\text{final}} \left( ^\circ\text{C} \right)$	2
$\Delta H_{\text{solidificación}} \left( \frac{\text{KJ}}{\text{kmol}} \right)$	-42000

El calor intercambiado en el equipo es:

$$Q_{\text{int}} = -2.395 * 10^5 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

Posterior al filtro del primer cristizador se incrementará la temperatura de la corriente de oleína hasta aproximadamente  $T_{\text{intermedia}}=10\text{ }^\circ\text{C}$  antes de ingresarla al segundo cristizador. De esta manera se evitan posibles incrustaciones sólidas en las cañerías de transporte y se asegura la obtención de un producto sólido con la pureza requerida gracias a la cristalización lenta y progresiva. El calor puesto en juego en este caso es:

$$Q = L_1 * C_{pL} * (T_{\text{intermedia}} - T_{\text{final}}) = 4.267 * 10^4 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

#### 4.4.3 Segunda cristalización

Tal como se mencionó previamente, se busca vender dos productos: ácido linoleico y ácido oleico, cada uno con la pureza establecida. Tanto el ácido linoleico como el oleico tienen puntos de ebullición muy cercanos, por lo tanto no es posible realizar una destilación para separarlos. Sin embargo sus puntos de fusión tienen valores lo suficientemente distintos para que sea posible realizar una cristalización fraccionada.

Los principios de la cristalización son los mismos que se describieron anteriormente para la oleína y estearina, con la diferencia que en este caso las condiciones de operación son distintas. El ácido oleico cristaliza primero dado que su punto de fusión en la mezcla es de  $14\text{ }^\circ\text{C}$ , mientras que el del ácido linoleico es de  $-4.5\text{ }^\circ\text{C}$ . Para comprender el comportamiento de la mezcla líquido-sólido de estos ácidos se utilizó el diagrama de

equilibrio correspondiente. A partir de la búsqueda bibliográfica, se obtuvo el diagrama experimental líquido-sólido para una mezcla de ácido linoleico y oleico como el que se presenta en la Figura 4.10. En el trabajo de Rolemberg se explica que los datos fueron ajustados por el modelo de Margules.

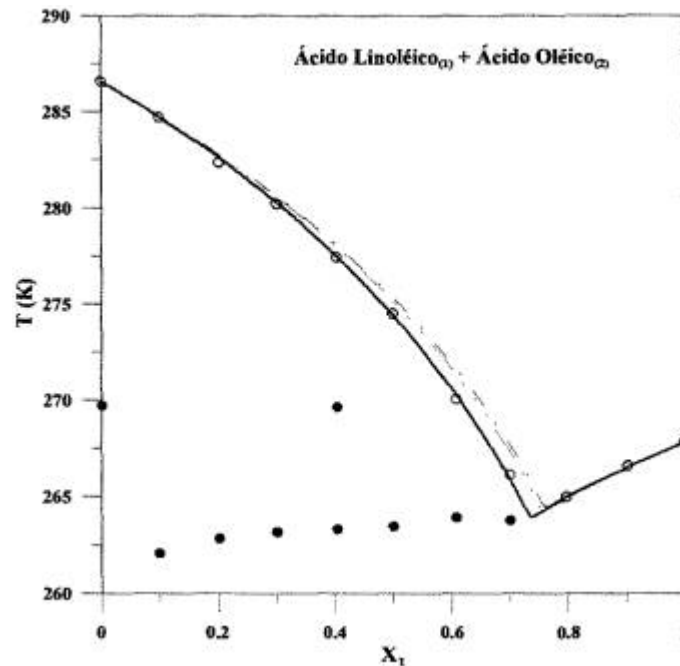


Figura 4.10. Diagrama de fases para ácidos oleico-linoleico.

Para cumplir con los requerimientos establecidos será necesario realizar la cristalización en dos etapas. Por lo tanto, se requerirá de dos equipos con idénticas condiciones de operación pero distintas dimensiones colocados en serie para esta parte del proceso.

Se puede ver que a una temperatura superior a los 14 °C, para cualquier composición va a haber una mezcla líquido-líquido de los ácidos. A medida que va disminuyendo la temperatura, según la composición se va a obtener una mezcla líquido-sólido, siempre que el punto de operación se encuentre por debajo de la curva y por encima de la recta.

Con la composición de salida de la fase oleica del primer cristizador, se determina qué proporción corresponde a los componentes que precipitan junto con el ácido oleico y cuál a los que se mantienen en fase líquida junto con el ácido linoleico. La corriente que ingresa al segundo cristizador es la que proviene del primero, por lo tanto puede determinarse la composición de lo que denominaremos ácido oleico y el linoleico con los valores de la Tabla 4.9.

- $x_{linoleico, L1} = x_{linoleico, L} + x_{linoléico, L} = 0.56$
- $x_{oleico, L1} = x_{palmitico, L} + x_{esteárico, L} + x_{oleico, L} = 0.44$

Por lo tanto, siendo que el eje de abscisas del diagrama de la Figura 4.11 representa la composición de ácido linoleico, se va a disminuir la temperatura de la mezcla de manera tal que a dicha composición el punto de operación se encuentre por debajo de la curva de

equilibrio. Dado que en el presente trabajo se busca vender un producto de ácido linoleico de alta pureza, la condición de temperatura con la que se va a operar el cristalizador será de -8 °C y 101.325 kPa de presión. Finalmente, del diagrama se obtienen las composiciones siguientes:

- $x_{\text{linoleico}, L2} = 0.72$
- $x_{\text{oleico}, L2} = 0.28$

A partir de los balances de masa total y el del ácido linoleico se puede determinar el caudal molar de líquido y de sólido que serán filtrados.

$$L_1 = L_2 + S_2$$

$$L_1 * x_{\text{linoleico}, L1} = L_2 * x_{\text{linoleico}, L2}$$

Donde:

- $L_1$ : Caudal molar que ingresa al cristalizador [=]  $10.5 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$
- $L_2$ : Caudal molar de corriente rica en ácido linoleico que no cristaliza [=]  $8.16 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$
- $S_2$ : Caudal molar de corriente rica en ácido oleico que cristaliza [=]  $2.33 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$

Las composiciones obtenidas para la fase líquida se presentan en la Tabla 4.11 y las de la fase sólida en la Tabla 4.12.

Tabla 4.11. Composiciones de la fase líquida a la salida del cristalizador.

Parámetro	Valor
$x_{\text{linoleico}, L2}$	0.713
$x_{\text{oleico}, L2}$	0.226
$x_{\text{linolénico}, L2}$	0.007
$x_{\text{palmítico}, L2}$	0.034
$x_{\text{esteárico}, L2}$	0.02

Tabla 4.12. Composiciones de la fase sólida a la salida del cristalizador.

Parámetro	Valor
$x_{\text{oleico}, S2}$	0.807
$x_{\text{palmítico}, S2}$	0.123
$x_{\text{esteárico}, S2}$	0.07



Luego de formarse la fase sólida, se procede a filtrar. En el filtro no se modifican las composiciones de la fase líquida pero sí las de la fase sólida, por lo tanto, teniendo en cuenta la eficiencia de filtrado se obtienen los siguientes resultados a partir de balances de masa análogos a los planteados para el primer filtro:

- $L_3$ : Caudal molar que ingresa al segundo cristizador [=]  $7.34 \frac{kmol}{h}$
- $S_3$ : Caudal molar de corriente rica en ácido linoleico que no cristaliza [=]  $3.15 \frac{kmol}{h}$

En la Tabla 4.13 se muestran las composiciones de la fase sólida luego de la filtración.

Tabla 4.13. Composiciones de la fase sólida a la salida del segundo filtro.

Parámetro	Valor
$x_{\text{linoleico}, S3}$	0.185
$x_{\text{oleico}, S3}$	0.656
$x_{\text{linolénico}, S3}$	0.002
$x_{\text{palmítico}, S3}$	0.01
$x_{\text{esteárico}, S3}$	0.058

#### 4.4.4 Tercera cristalización

Esta etapa del proceso tiene como objetivo purificar el ácido oleico obtenido como producto en la segunda cristalización, de manera tal que tenga un elevado valor comercial. Por otro lado, si bien la composición del ácido linoleico no se verá afectada, sí lo hará su producción, siendo que en este último equipo se purifica la corriente de salida de ácido oleico del cristizador anterior.

Análogamente al proceso de calentamiento que se realizó a la salida del primer cristizador, a la salida del segundo también se incrementará la temperatura de la corriente de oleína hasta aproximadamente 10 °C previo a ingresar al último cristizador. La corriente que ingresa al tercer cristizador es la corriente sólida, posteriormente calentada, que proviene del segundo cristizador. Por lo tanto, puede determinarse la composición de lo que denominaremos ácido oleico y el linoleico con los valores de la Tabla 4.13.

- $x_{\text{linoleico}, L3} = x_{\text{linoleico}, S3} + x_{\text{linolénico}, S3} = 0.187$
- $x_{\text{oleico}, L3} = x_{\text{palmítico}, S3} + x_{\text{esteárico}, S3} + x_{\text{oleico}, S3} = 0.813$

Las condiciones de operación son las mismas que en el segundo cristizador, 101.325 kPa y -8 °C. Finalmente, del diagrama se obtienen las composiciones siguientes:

- $x_{\text{linoleico}, L4} = 0.72$
- $x_{\text{oleico}, L4} = 0.28$

A partir de los balances de masa total y el del ácido linoleico se puede determinar el caudal molar de líquido y de sólido que serán filtrados.

$$S_3 = L_4 + S_4$$

$$S_3 * x_{\text{linoleico}, L3} = L_4 * x_{\text{linoleico}, L4}$$

Donde:

- $S_3$ : Caudal molar que ingresa al cristizador [=]  $3.147 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$
- $L_4$ : Caudal molar de corriente rica en ácido linoleico que no cristaliza [=]  $0.816 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$
- $S_4$ : Caudal molar de corriente rica en ácido oleico que cristaliza [=]  $2.331 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$

Las composiciones obtenidas para la fase líquida son análogas a las presentadas anteriormente en la Tabla 4.11, al igual que las de la fase sólida en la Tabla 4.12.

Tal como se realizó anteriormente, luego de formarse la fase sólida, se procede a filtrar. En el filtro no se modifican las composiciones de la fase líquida pero sí las de la fase sólida, por lo tanto, teniendo en cuenta la eficiencia de filtrado se obtienen los siguientes resultados a partir de los balances de masa del filtro.

- $L_5$ : Caudal molar que ingresa al segundo cristizador [=]  $0.734 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$
- $S_5$ : Caudal molar de corriente rica en ácido linoleico que no cristaliza [=]  $2.413 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$

En la Tabla 4.14 se muestran las composiciones de la fase sólida luego de la filtración:

Tabla 4.14. Composiciones de la fase líquida a la salida del tercer filtro.

Parámetro	Valor
$X_{\text{linoleico}, S3}$	0.024
$X_{\text{oleico}, S3}$	0.788
$X_{\text{linolénico}, S3}$	0.0001
$X_{\text{palmítico}, S3}$	0.12
$X_{\text{esteárico}, S3}$	0.068

De esta manera se considera que la pureza de los productos se encuentra dentro de especificación, obteniéndose un producto líquido rico en ácido linoleico y uno sólido rico en ácido oleico, ambos de composición conocida, la cual que se presenta a continuación en la Tabla 15.

Tabla 4.15. Pureza de productos finales.

Ácido	Fracción molar (%)	Fracción másica (%)
Linoleico	71.3	71.4
Oleico	78.7	79.7

Además, se dan a conocer los caudales obtenidos de cada producto a modo de resumen en la siguiente tabla:

Tabla 4.16. Caudales de productos finales.

Ácido	Caudal molar (kmol/h)	Caudal másico (kg/h)
Linoleico	8.078	2262.5
Oleico	2.413	674.5

#### 4.4.4.1 Análisis térmico

Para la separación de fases en el segundo cristalizador se debe enfriar al líquido filtrado desde la temperatura intermedia a la que se calentó hasta llevarla a la temperatura de equilibrio de la segunda etapa, nuevamente hay intercambio de calor sensible y calor latente.

$$Q_{int,2} = Q_{sensible, L1} + Q_{latente,2} + Q_{sensible, S2} + Q_{sensible, L2}$$

Donde:

- $Q_{sensible, L1} = L_1 * C_{pL1} * (T_{equilibrio,1} - T_{inicial,1})$
- $Q_{latente, 2} = S_2 * \Delta H_{solidificación, 2}$
- $Q_{sensible, L2} = L_2 * C_{pL2} * (T_{final, 2} - T_{equilibrio, 2})$
- $Q_{sensible, S2} = S_2 * C_{pS2} * (T_{final, 2} - T_{equilibrio, 2})$

En la Tabla 4.17 se presentan los valores para cada variable. En este caso el calor de solidificación que se usó en los cálculos es el del ácido oleico ya que es el componente principal de la fase que solidifica.

Tabla 4.17. Parámetros del balance de energía.

Parámetro	Valor
$L_1 \left( \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right)$	10.49
$L_2 \left( \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right)$	8.16
$S_2 \left( \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right)$	2.33
$Cp_{L1} \left( \frac{\text{KJ}}{\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}} \right)$	508
$Cp_{L2} \left( \frac{\text{KJ}}{\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}} \right)$	490
$Cp_{S2} \left( \frac{\text{KJ}}{\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}} \right)$	510
$T_{\text{inicial}, 2} \text{ (}^\circ\text{C)}$	10
$T_{\text{equilibrio}, 2} \text{ (}^\circ\text{C)}$	-2
$T_{\text{final}, 2} \text{ (}^\circ\text{C)}$	-8
$\Delta H_{\text{solidificación}, 2} \left( \frac{\text{KJ}}{\text{kmol}} \right)$	-39600

El calor intercambiado en el equipo es:

$$Q_{\text{int}, 2} = -1.873 * 10^6 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

Luego de la filtración la fase sólida se calienta a  $T_{\text{intermedia}, 2} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$  para ingresar al tercer cristalizador y purificar el ácido oleico. Se calienta a mayor temperatura que en el caso anterior ya que por la composición del sólido filtrado, baja en ácido linoleico, esta fase tiene una mayor temperatura de fusión. El calor en esta parte es:

$$Q_2 = S_3 * Cp_{S2} * (T_{\text{intermedia}, 2} - T_{\text{final}, 2}) = 3.699 * 10^4 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

En el tercer cristalizador el calor intercambiado es:

$$Q_{\text{int}, 3} = Q_{\text{sensible}, S3} + Q_{\text{latente}, 3} + Q_{\text{sensible}, S4} + Q_{\text{sensible}, L4}$$

Donde:

- $Q_{\text{sensible}, S3} = S_3 * Cp_{S2} * (T_{\text{equilibrio}, 3} - T_{\text{intermedia}, 2})$
- $Q_{\text{latente}, 2} = S_4 * \Delta H_{\text{solidificación}, 2}$
- $Q_{\text{sensible}, L4} = L_4 * Cp_{L2} * (T_{\text{final}, 2} - T_{\text{equilibrio}, 3})$
- $Q_{\text{sensible}, S4} = S_4 * Cp_{S2} * (T_{\text{final}, 2} - T_{\text{equilibrio}, 3})$

Con  $T_{\text{equilibrio}, 3} = 10 \text{ }^\circ\text{C}$ . Los calores específicos, la entalpía de solidificación y las temperaturas que no se vuelven a especificar son las mismas que en la segunda etapa de cristalización, por lo tanto:

$$Q_{\text{int}, 4} = -1.292 * 10^5 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

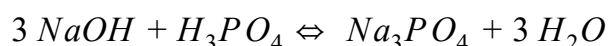
#### **4.5 Purificación de la mezcla de mono y diglicéridos**

Dado que la pureza a la salida del reactor de glicerólisis es un poco menor que la requerida para su comercialización según lo que se estableció en los primeros capítulos, se diseña un sistema de purificación de la mezcla de mono y diglicéridos con el fin de alcanzar dicha pureza. Para ello se propone realizar una operación de neutralización, decantación centrífuga y decoloración. A continuación se explica cada una de ellas, junto con las condiciones operativas.

##### **4.5.1 Neutralización**

Con el fin de retirar el catalizador homogéneo presente en la reacción (NaOH), es necesario llevar a cabo una neutralización, operación que consiste en agregar un ácido orgánico a la corriente de salida del reactor para generar una sal insoluble que luego pueda filtrarse. Se decide llevar a cabo esta operación a presión atmosférica y a una temperatura moderada, debido a que a temperaturas bajas se produciría la reversión de la reacción, lo que además contribuye a la aparición de problemas relacionados con el color, el sabor y la estabilidad del producto. Se opta por trabajar a  $90 \text{ }^\circ\text{C}$ , teniendo un enfriamiento previo de la corriente desde  $200 \text{ }^\circ\text{C}$  hasta la temperatura de trabajo mediante un intercambiador de calor. Se va a utilizar ácido fosfórico, ya que es un ácido orgánico comúnmente empleado para este tipo de procesos.

La reacción que se lleva a cabo es la siguiente:



Por lo tanto, de acuerdo a la estequiometría de reacción, se requiere una relación molar 3:1 entre el hidróxido de sodio y el ácido fosfórico para formar el precipitado insoluble. Recordando que el contenido de NaOH es el 0.18% de la corriente de entrada de triglicéridos al reactor (0.322 kg/h), se requieren 0.263 kg/h de  $\text{H}_3\text{PO}_4$ . Luego, dicha sal es filtrada mediante un filtro de tipo cartucho y se retira el catalizador de la corriente, que continúa su recorrido en el sistema de purificación.

El caudal másico que se filtra y retira es de 0.585 kg/h mientras que el caudal total que ingresa al proceso de neutralización es de 1362 kg/h. Por ello, se considera para los cálculos que el caudal másico que sale de este proceso e ingresa a la decantación es el mismo, dado que la cantidad de catalizador eliminada representa el 0.03% del caudal de entrada.

##### **4.5.2 Decantación Centrífuga**

El objetivo de realizar la decantación centrífuga consiste en separar el exceso de glicerol que contiene la corriente de MG y DG para obtener los requisitos de pureza definidos con anterioridad en el Capítulo 3. Para ello se pensó en utilizar un equipo que separe de forma

continua, dos fases líquidas por diferencia de solubilidad, es aquí donde aparece el decantador centrífugo. Las condiciones de operación emulan a la operación de neutralización, ya que si se trabaja a una temperatura mayor, aumenta la solubilidad entre el glicerol y los glicéridos, dificultando su separación. Tampoco se opta por trabajar a una menor temperatura ya que esto provoca mayores intercambios de calor, que posteriormente repercute en el análisis energético de la planta.

Respecto al equipo, se ha encontrado un proveedor internacional, Flottweg, el cual diseña separador centrífugos para la producción de biodiesel, operación muy similar a la realizada en el presente proyecto. Dentro de su catálogo, ofrece una gama de decantadores centrífugos de diferentes dimensiones de acuerdo al caudal volumétrico que circula por el mismo.

Tabla 4.18. Dimensiones del decantador centrífugo según Flottweg.

TECHNICAL DATA OF FLOTTWEG DECANTERS AND TRICANTERS®					
Model	Z3E	Z4E-3	Z4E-4	Z5E-4	Z6E-4
Materials of construction	All parts in contact with product are made of high grade stainless steel such as 1.4463 (Duplex) and 1.4571 (AISI 316Ti).				
Dimensions* (L x W x H)	2950 x 840 x 800 mm	3224 x 1000 x 1200 mm	3736 x 1000x 1200 mm	4524 x 1564 x 1200	5147 x 1705 x 1500 mm
Total weight*	1760 kg	2600 kg	3000 kg	6200 kg	9230 kg
Motor for bowl drive	18.5 kW	22 kW	22 kW	55 kW	75 kW
Motor for scroll drive Flottweg Simp Drive®	7.5 kW	7.5 kW	7.5 kW	15 kW	18.5 kW
Capacity*	3.0 m³/h	5.0 m³/h	7.5 m³/h	15.0 m³/h	20.0 m³/h
Optional	Available also for installation in explosion hazard areas Class I, Division 2, Group D or ATEX directives 2014/34/EU Zone I with inert gas purging and Zone II				
The Flottweg Centrifuges mentioned here are available as decanters for two-phase separation and as Tricanters® for three-phase separation.					

\* These figures are guidelines. Actual capacity depends on the characteristics of the product to be treated.

Conociendo el caudal volumétrico que circula por el decantador, pueden estimarse los datos más relevantes del equipo. En este caso,  $Q_{vol} = 1.439 \text{ m}^3/\text{h}$ , por lo tanto puede concluirse que la primera opción resulta satisfactoria para obtener el volumen del decantador. Es decir, un modelo Z3E con un consumo energético de 26 kW en total y las dimensiones observadas en la tabla anterior.

Debido a la falta de datos en bibliografía, para la resolución del decantador se utilizó el simulador Unisim Design. Para esto, se cargaron los triglicéridos y la mezcla de mono y diglicéridos como compuestos hipotéticos, simplificando sus propiedades como trilinoleína y monolinoleína respectivamente. Como en la mezcla de MG y DG predominaban los monoglicéridos no se diferenció en mono y dilinoleína. Con el paquete termodinámico UNIFAC se estimaron los coeficientes binarios para resolver la salida del equipo. Para simular el decantador se utilizó el separador de tres fases con la alimentación a las condiciones de presión y temperatura de la salida de la neutralización (101.1 kPa y 90 °C) y se verificó que la salida de corriente gaseosa fuera nula. Luego, la fase liviana sale rica en MG y la fase pesada, rica en agua y glicerol. A continuación se presentan los caudales y fracciones másicas de las corrientes de entrada y salida:

Tabla 4.19. Composiciones de entrada y salida del decantador con Unisim.

	Entrada (C6)	Fase liviana (C7)	Fase pesada (D5)
$W_{total}$ (kg/h)	1362	957.7	404.3
$W_{MG}$	0.6	0.852	0
$W_{DG}$	0.052	0.074	0
$W_{TG}$	0.047	0.067	0
$W_{AG}$	0.005	0.007	0
$W_{Agua}$	0.135	0	0.454
$W_{Gly}$	0.162	0	0.546

Como se puede observar en la Tabla 4.19 los resultados obtenidos con el simulador son muy buenos, con una separación total. Igualmente se debe tener en cuenta que se tuvieron que hacer varias simplificaciones, definir compuestos hipotéticos y estimar los coeficientes binarios.

Recordando los requisitos para el producto final:

- Contenido de MG y DG mayor al 70 % p/p.
- Contenido de MG mayor al 30 % p/p.
- Contenido de AG menor al 3 % p/p.
- Contenido de glicerol menor al 7 % p/p.
- Contenidos de TG menor al 10% p/p.

Al observar los resultados obtenidos, se puede corroborar que se ha logrado cumplir los requisitos, ya que el contenido de MG y DG es de 92.7% en peso, la concentración de glicerol es nula, la cantidad de ácidos grasos libres es de 0.7% y los triglicéridos sin reaccionar representan un 6.7% p/p.

#### 4.5.3 Decoloración

Con el objetivo de eliminar un color indeseado del producto y presentarlo en las condiciones aptas para su comercialización, se requiere pasar la corriente de mono y diglicéridos por una columna de decoloración. Se utiliza carbón activado como agente decolorante debido a su gran empleo en este tipo de proceso y su fácil obtención. De acuerdo a trabajos realizados de decoloración a escala planta piloto, suele utilizarse entre un 3 a 5 % p/p de carbón activado respecto a la corriente de producto que ingresa. Adoptando un criterio conservador, se decide utilizar un 5% p/p de reactivo para decolorar la solución, y trabajar a presión atmosférica y 90 °C, respetando las mismas condiciones operativas.

#### **4.6 Bibliografía**

- G. Aly & I. Ashour (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, DOI: 10.1080/01496399208019735
- Steven C. Cermak and Terry A. Isbell. (2001). “*Pilot-plant distillation of meadowfoam fatty acids*”. New Crops Research, National Center for Agricultural Utilization Research, Agriculture Research Service, USDA, 1815 N. University St., Peoria, IL 61604, USA.
- Åge Oterhals, Bjørn Kvamme, Marc H.G. Berntssen. (2010). “*Modeling of a short-path distillation process to remove persistent organic pollutants in fish oil based on process parameters and quantitative structure properties relationships*”. Nofima Ingrediens, Kjerreidviken 16, N-5144 Fyllingsdalen, Norway. University of Bergen, Department of Physics and Technology, Allégaten 55, N-5007 Bergen, Norway.
- Onur Ketenoglu, Aziz Tekin (2018). “*Computer simulation and experimental molecular distillation of olive pomace oil deodorizer distillate – A comparative study*”. Cankiri Karatekin University, Department of Food Engineering, Campus of Uluyazi, Cankiri, Turkey.
- Ingeniería Bernoulli: <https://www.ibernoulli.com/diapositivas>
- Werner Stein (1967). “*The Hydrophilization Process for the Separation of Fatty Materials*”. Wissenschaftliches Laboratorium, Henkel and Cie. GmbH., Diisseldorf, Germany.
- Herman J. M. Kramer and Richard Lakerveld (2019). “*Selection and Design of Industrial Crystallizers*”. Delft University of Technology, Países Bajos.
- Ralph E. Timms (2005). “*Fractional crystallisation – the fat modification process for the 21st century*”. Eur. J. Lipid Sci. Technol. 107 (2005) 48–57.
- M. P. Rolemberg (2002). “*Equilíbrio Sólido-Líquido de Ácidos Graxos e Triglicéridos: Determinação Experimental e Modelagem*” (Tesis doctoral) p. 104-107. Universidade Estadual de Campinas, San Pablo, Brasil.
- M y V Mixing soluciones en agitación: : <http://myv-mixing.com.ar/>
- Sulzer : <https://www.sulzer.com/en>
- TEFSA, Técnicas de filtración S. A. “Filtros de Vacío”. Recuperado de: [https://gruptefsa.com/filtros\\_de\\_vacio/08-Filtros%20vaci%CC%81o.pdf](https://gruptefsa.com/filtros_de_vacio/08-Filtros%20vaci%CC%81o.pdf)
- Ferreti, C.A. (2010). *Valoración catalítica de glicerol: síntesis de monoglicéridos* (Tesis doctoral). Universidad Nacional de Litoral, Argentina.
- Flottweg Separation Technology. Recuperado de: [https://www.flottweg.com/fileadmin/user\\_upload/data/pdf-downloads/Biodiesel-EN.pdf](https://www.flottweg.com/fileadmin/user_upload/data/pdf-downloads/Biodiesel-EN.pdf)
- Fernando Cardeño, Luis J. Gallego y Luis A. Rios (2011). “*Refinación de la Fase Glicerina del Biodiesel de Aceite de Palma empleando Ácidos Minerales*”. Universidad de Antioquia, Sede de Investigación Universitaria, Medellín-Colombia.
- JACKAM, JOHN P.; PIERCE, JOEL M.; JONES, JEFFREY D. y TALLEY, RICHARD H. (2019). “*Producción de biodiesel y glicerina a partir de materias primas con alto contenido en ácidos grasos libres*”. Ames, Iowa, US.



## CAPÍTULO 5

# Equipos auxiliares e integración energética

## **5.1 Objetivos**

El presente capítulo tiene como fin informar los equipos auxiliares más relevantes de la planta, definiendo cuáles son vitales para el correcto funcionamiento de la misma, además de realizar un estudio detallado que incluye su dimensionamiento y los requerimientos de potencia (consumo energético). Pueden mencionarse algunos ejemplos como lo son las bombas, eyectores y filtros, los cuales poseen ciertas condiciones de operación que serán informadas con el correr del capítulo.

A su vez, se analiza la posibilidad de la integración energética entre las diversas corrientes del proceso, diseñando una red de intercambiadores de calor, estimando las áreas de transferencia. Por otra parte, se seleccionan equipos encargados de la generación de vapor para la transferencia de calor, indicando las condiciones de operación de los mismos (por ejemplo, calderas). Por último, se diseñan los sistemas de refrigeración correspondientes a la cristalización de ácidos grasos, definiendo el refrigerante, su caudal y las presiones de operación de los equipos involucrados en los sistemas.

## **5.2 Equipos auxiliares**

### ***5.2.1 Introducción***

El diseño de los sistemas auxiliares del proceso suele ser la última fase y es crítico para el éxito comercial de dicho proceso. Dentro de los sistemas auxiliares para el “diseño mínimo adecuado” se encuentran el transporte de materiales y materia prima, el mezclado y la adecuación del tamaño, el manejo de energía y la separación de los productos obtenidos.

El transporte de materiales involucra el manejo de sólidos, gases y fluidos. El transporte de estos tiene como factor limitante, muchas veces, la energía requerida para la operación. A lo largo del proceso se requiere mezclado del fluido en diversos equipos y es preciso definirlo.

Dentro de los equipos necesarios para el manejo de energía se pueden mencionar intercambiadores de calor, calderas, condensadores y/o evaporadores. En la selección de estos se buscará la integración energética, esto quiere decir que se utilizarán eficientemente los recursos y se minimizarán las corrientes auxiliares del proceso.

Previo al desarrollo de los equipos auxiliares, se recuerda el diagrama de flujo del proceso completo, que incluye todos los equipos necesarios para lograr los objetivos fijados con anterioridad (ver Figura 5.1).

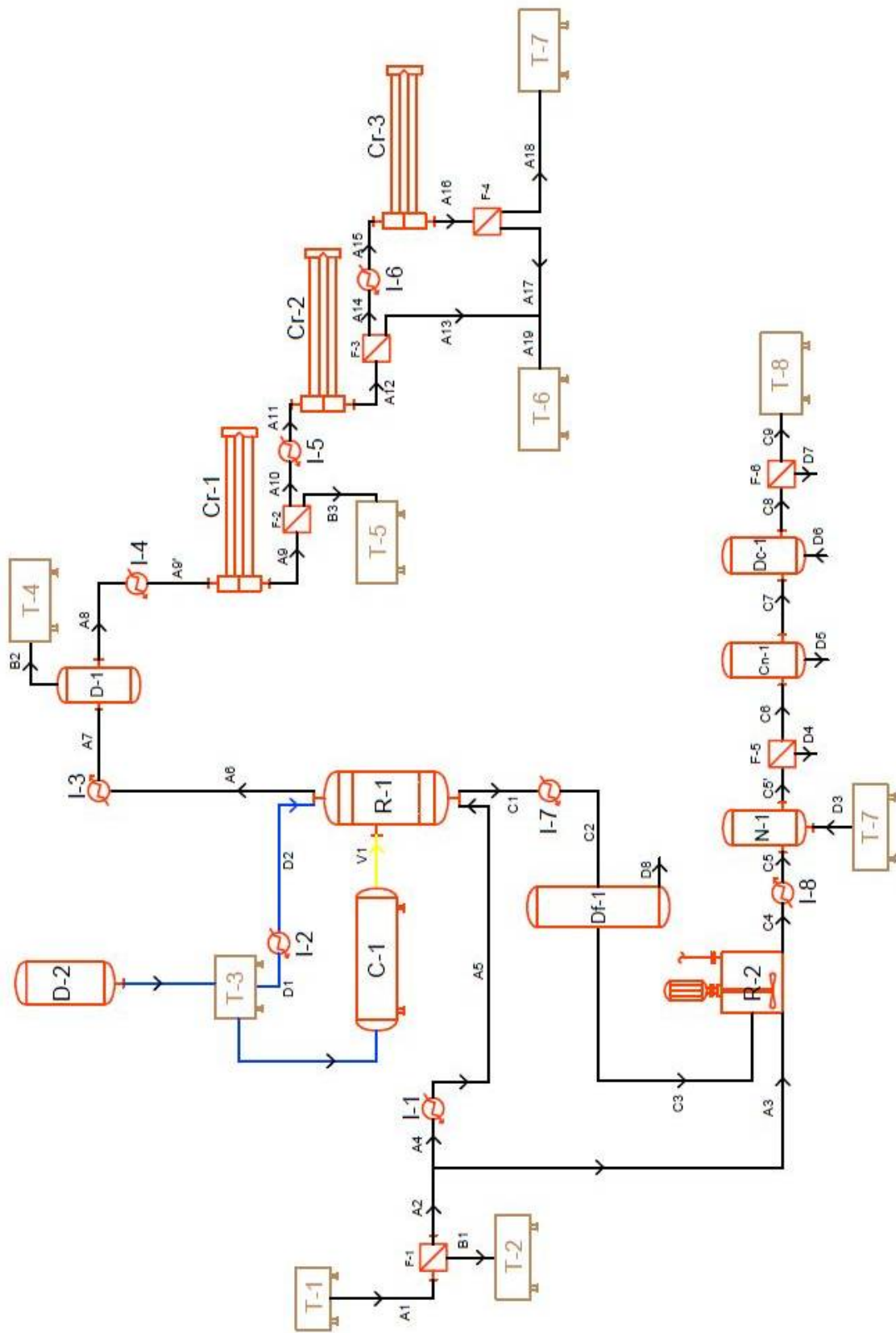


Figura 5.1. Diagrama de proceso completo de la planta.

## 5.2.2 Transporte de materiales

### 5.2.2.1 Introducción

Los elementos utilizados para el transporte y distribución de los fluidos son caños y tubos, mientras que para el transporte de sólidos es necesaria la adquisición de cintas transportadoras. Los primeros son los que se usan en instalaciones industriales para la conducción de fluidos, y al tener normalizado el diámetro exterior para cada medida de diámetro nominal permite el uso estándar de los elementos (accesorios) para el conexionado y cambio de dirección, como también las válvulas para interrupción y control de flujo. La normalización se designa por el diámetro nominal y el espesor de pared clasificado en series (schedules). Por otra parte, los tubos son empleados en equipos como intercambiadores de calor, caldera, condensadores y no están normalizados, por lo que se los designa por el diámetro exterior (igual que el diámetro nominal) y el espesor de pared (BWG).

Respecto al material de fabricación de las cañerías, hay una amplia variedad de materiales, entre los que se destacan:

- Ferrosos: Acero al Carbono, acero de baja aleación, acero inoxidable, hierro fundido y hierro forjado.
- No ferrosos: Cobre, latón, bronce, cuproníquel, plomo, aluminio y titanio.
- Plásticos: Cloruro de Polivinilo (PVC), Teflón, Poliestireno, Polietileno Epoxi, Poliéster.
- Cañerías no metálicas: Vidrio, cerámica, barro vidriado, porcelana, hormigón armado, caucho, cemento.

Las cañerías de acero son las más utilizadas en la industria en el transporte de fluidos gracias a las propiedades del acero de resistencia a la presión interna y a la temperatura. Hay diversos tipos de cañerías de acero, a continuación se nombran las más importantes:

- ❖ Acero al carbono: El rango de temperatura de trabajo es de -30 °C a 400 °C, por arriba del rango superior sufre el efecto Creep (deformaciones por fluencia), mientras que por debajo del límite inferior es afectado por el efecto Charpy (fragilidad y concentración de tensiones). En general, cuanto mayor es el porcentaje de carbono, mayor es la dureza y mayores los límites de fluencia y ruptura, pero menor será su soldabilidad y menor su capacidad de doblarse. Estos aceros tienen porcentajes de Mn (hasta 0,9%) y Si (hasta el 0,1%), donde el Mn incrementa los límites de fluencia y rotura (mayor resistencia mecánica) y el Si aumenta la resistencia a la oxidación a alta temperatura.
- ❖ Acero aleado: Pueden clasificarse en tres tipos, de acuerdo a su composición química:
  - Aceros de baja aleación: hasta 5% de elementos adicionales.
  - Aceros de media aleación: de 5% a 10% de elementos adicionales.
  - Aceros de alta aleación: más de 10% de elementos adicionales. En esta categoría se incluyen los aceros inoxidables.

De todos estos materiales, los de mayor utilización son los de baja aleación, compuestos ferríticos (magnéticos) con agregado de cromo, molibdeno, y a veces, níquel. Los casos en que se justifica usar aceros aleados o inoxidable son los siguientes:

a) Altas y bajas temperaturas donde los aceros se tornan quebradizos (mayores a 400 y menores a -30 °C respectivamente).

b) Alta corrosión. Su comportamiento es mejor para resistencia a la erosión o severa corrosión.

c) Servicios de fluidos letales: para fluidos de alta peligrosidad y por razones de seguridad.

d) Para evitar contaminación: en la industria de la alimentación o farmacéutica, donde los óxidos o residuos de las cañerías de acero al carbono pueden deteriorar la calidad de los productos.

Respecto a la forma construcción de los caños, se pueden encontrar dos tipos de fabricación:

- Sin costura: El caño se construye a partir de un tocho de acero que es introducido a temperatura en un tren laminador, que mediante rodillos exteriores y un punzón interior se va conformando el caño. Al ser una sola pieza sin presentar uniones en su circunferencia tiene la máxima resistencia a la presión interna que se puede obtener.
- Con costura: El caño se construye a partir de una chapa de acero que es conformada en frío mediante rodillos exteriores, luego es soldada mediante diferentes métodos. Al presentar un unión soldada a lo largo de su pared, la resistencia a la presión interna depende del tipo de soldadura y es menor que la de los tubos sin costuras.

Por último, respecto a los métodos de unión de las cañerías, existen cuatro tipos:

- Conexiones roscadas
- Conexiones soldadas
- Conexiones bridadas
- Conexiones de enchufe

### **5.2.2.2 Selección del material de las cañerías**

La selección del material a emplear en una cañería o tubo está en función del uso del caño, la presión interior, la temperatura del fluido y su agresividad. Analizando los tipos de fluidos que se encuentran en la planta que son transportados, se destacan la materia prima (AVU de soja), ácidos grasos insaturados, agua, mezcla de mono y diglicéridos, vapor de agua y glicerina. Respecto a las presiones que deben soportar las cañerías dentro del proceso, varían en un rango de 0,1 a 4500 kPa, mientras que las temperaturas de los fluidos a ser transportados varían entre -8 a 260 °C.

Un aspecto importante a tener en cuenta es la finalidad de los productos a obtener en los procesos químicos, es decir, hacia qué mercado apunta la producción de ácidos grasos insaturados y la mezcla de mono y diglicéridos. Como el fin es producir para usos en diversos rubros, destacándose las industrias alimenticias y cosméticas, el material de las

cañerías no debe afectar la calidad de la materia prima ni del producto. Es por ello que puede elegirse como material a algún tipo de acero inoxidable, por lo menos, para las cañerías que transportan mezclas de ácidos grasos, mono y diglicéridos y los productos.

Respecto al vapor de agua utilizado para el reactor de hidrólisis, se recuerda que el mismo se produce en una caldera a 4500 kPa, lo cual implica una instalación de una cañería de alta presión. Por lo tanto, se recomienda utilizar tubos de acero de baja aleación sin costura debido a las prestaciones mecánicas en cuanto a resistencia que estos poseen y las uniones de estos con accesorios es mediante soldadura.

Por último, el agua presente en diversos procesos químicos e intercambios de calor se encuentra a diversas presiones y temperaturas según las exigencias de cada proceso. Es por ello que debido a los requerimientos de elevadas condiciones de proceso (P y T) se decide utilizar un material de acero de baja aleación. Si el agua de alguna parte del proceso se transporta a presión atmosférica y temperaturas bajas, se analizará la posibilidad de transportarla bajo cañerías de polipropileno unidos mediante termofusión.

Profundizando el análisis en el acero inoxidable, puede ser clasificado en cinco familias diferentes; cuatro de ellas corresponden a las particulares estructuras cristalinas formadas en la aleación: austenita, ferrita, martensita y dúplex (austenita más ferrita); mientras que la quinta son las aleaciones endurecidas por precipitación, que están basadas más en el tipo de tratamiento térmico usado que en la estructura cristalina.

Tabla 5.1. Clasificación de los aceros inoxidables.

Clase	Composición	Características	Tipos
Martensíticos	Cromo de 10.5 a 18%  Carbono hasta 1.2%	Moderada resistencia a la corrosión. Altos niveles de resistencia mecánica y dureza. Son magnéticos y de pobre soldabilidad.	Serie 400: 403, 410, 416, 420, 422, 431, 440.
Ferríticos	Cromo de 10.5 a 30%,  Carbono hasta 0.08%.  Algunos pueden contener molibdeno, silicio, aluminio, titanio.	Resistencia a la corrosión de moderada a buena. Están endurecidos por el trabajo en frío. Son magnéticos y su soldabilidad es pobre por lo que se eliminan las uniones por soldadura a calibres delgados. Se les aplica un tratamiento de recocido con lo que obtienen mayor suavidad, ductilidad y resistencia a la corrosión. Su uso se limita a procesos de formado en frío.	Serie 400: 405, 409, 430, 434, 446.
Austeníticos	Cromo de 16 a 26%  Carbono 0,03 a 0,08%	Excelente resistencia a la corrosión. Son endurecidos por trabajo en frío y no por tratamiento térmico. Excelente soldabilidad, formado sencillo y de fácil transformación. Son funcionales en temperaturas	Serie 300: 301, 303, 304, 309, 310, 316, 321.

		extremas (650 °C) y no magnéticos.	
Dúplex	Cromo de 18 a 26%  Níquel de 4.5 a 6.5%	Son magnéticos. No pueden ser endurecidos por tratamientos térmicos. Buena soldabilidad. La estructura dúplex mejora la resistencia a la corrosión de fractura bajo tensión en ambientes con iones de cloruro.	
Endurecibles por precipitación	Cromo de 12 a 18%  Níquel 4%	Buena resistencia a la corrosión a temperaturas ambiente y altas. Elevada resistencia a la tracción en caliente. Alta dureza, resistencia mecánica y límite de elasticidad a temperatura ambiente.	

Dentro de los aceros que cumplen con las especificaciones de los procesos químicos pueden utilizarse los aceros inoxidable austeníticos 304 y 316, seleccionando finalmente uno de ellos en el capítulo económico, mediante el análisis de costos.

### 5.2.2.3 Selección del diámetro de las cañerías

El diámetro de las cañerías se determina en función de la velocidad que puede tener el fluido dentro de la misma, de acuerdo con velocidades sugeridas para distintos tipos de fluidos. A su vez, conociendo el caudal volumétrico que circula por la cañería, puede obtenerse mediante la siguiente ecuación el diámetro de la misma:

$$velocidad = \frac{Q_{vol}}{Area} = \frac{Q_{vol}}{\pi * \frac{D_{ext}^2}{4}}$$

Los valores de velocidad sugerida que se utilizaron para los cálculos se obtuvieron de bibliografía y se presentan a continuación:

- Agua: 2 m/s.
- Compuestos con viscosidad mayor al agua: 1.5 m/s.
- Compuestos oleosos de alta viscosidad: 1.21 m/s.

Con los valores de las velocidades sugeridas y los caudales volumétricos se calcularon los diámetros internos estimativos. Posteriormente se agrupó las corrientes en valores de diámetro de cañería normalizados: ½", ¾", 1", 1 ¼", 1 ½", 2", 2 ¼".

- El transporte de materia prima que pasa por el filtro F-1 y va hacia el intercambiador I-1 requiere de una cañería de acero de baja aleación de ¾" de diámetro. En cambio, la derivación de materia prima que se transporta hacia el reactor de

glicerólisis R-2 requiere de una cañería del mismo material pero con un diámetro de  $\frac{1}{2}$ ". En dicho nodo será necesario poner un accesorio en "T" de acero con reducción.

- En el intercambiador de calor I-1 la materia prima se calienta y pierde viscosidad, por lo tanto el diámetro de cañería de acero de baja aleación requerido para el transporte desde el intercambiador hacia el reactor de hidrólisis R-1 es de  $1 \frac{1}{4}$ ".
- A la salida del reactor de hidrólisis el fluido se transporta hacia el destilador molecular D-1 y posteriormente al primer cristalizador Cr-1 por una cañería de acero inoxidable que requiere un diámetro de 1".
- El fluido se transporta desde la salida del primer cristalizador Cr-1, pasando por el filtro F-2 y el intercambiador I-5 hacia el segundo cristalizador, por cañerías de acero inoxidable que requieren un diámetro de  $1 \frac{1}{4}$ ". El mismo requerimiento de diámetro y material tiene la cañería que transporta el fluido desde la salida del segundo cristalizador Cr-2 hacia el filtro F-3.
- A la salida del filtro F-3 las fases se separan. La fase líquida de mayor caudal se transporta hacia el tanque de almacenamiento T-6 de ácido linoleico por una cañería de acero inoxidable de 1" de diámetro. La fase sólida, por su parte, se dirige mediante una cinta transportadora desde el intercambiador hacia el tercer cristalizador (Cr-3) y luego hasta el filtro (F-4).
- Posterior al último filtro los productos se transportan hacia el almacenamiento correspondiente, ambos en cañerías de acero inoxidable. El caudal de ácido oleico requiere un diámetro de cañería de  $\frac{3}{4}$ " y el de ácido linoleico uno de  $\frac{1}{2}$ " ya que su densidad es menor.
- La salida del reactor de hidrólisis que transporta mayoritariamente agua a elevada presión y temperatura hacia el intercambiador I-7 y luego al destilador flash Df-1, requiere cañerías de acero de baja aleación de diámetros de  $2 \frac{1}{4}$ ".
- Las conexiones entre los equipos que van desde el destilador flash Df-1 hacia el reactor de glicerólisis requieren cañerías de acero inoxidable de un diámetro de  $\frac{3}{4}$ ". Se utiliza el mismo diámetro de cañería en todas las conexiones entre equipos desde el reactor de glicerólisis hasta el tanque de almacenamiento de mono y diglicéridos T-8.
- El transporte de agua desde la columna de intercambio iónico hacia el reactor de hidrólisis R-1 se realiza a través de tubos de acero de baja aleación con un diámetro de 2".
- El vapor vivo que se genera en la caldera a alta presión se transporta hacia el reactor de hidrólisis R-1 y a los intercambiadores por tubos de acero de baja aleación de  $\frac{1}{2}$ " de diámetro.



#### 5.2.2.4 Identificación de las cañerías

Las cañerías destinadas a conducir productos de servicio se identifican pintándolas en toda su longitud con los colores fundamentales establecidos en la siguiente tabla.

Tabla 5.2. Identificación de las cañerías.

PRODUCTOS	COLOR DE IDENTIFICACION
Elementos de lucha contra Incendios	Rojo
Vapor de Agua	Naranja
Aire Comprimido	Azul
Electricidad	Negro
Vacío	Castaño
Agua Fría	Verde
Agua Caliente	Verde con Franjas Naranjas
Materia Prima	
Inofensiva a la Seguridad Personal	Gris
Peligrosa	Gris con Franjas Naranjas

Por lo tanto, de acuerdo con los tipos de fluidos presentes, las cañerías serán pintadas de color gris (materia prima y productos), verde (agua fría), verde con franjas naranjas (agua caliente) y naranja (vapor de agua).

#### 5.2.3 Impulsión de fluidos

Para la impulsión de fluidos resulta común utilizar bombas. Existen diferentes tipos de bombas, a continuación se explicará brevemente su funcionamiento:

- Bombas centrífugas: Consiste en un impulsor rotando dentro de una carcasa. El fluido entra a la bomba cerca del centro del impulsor rotatorio (en la dirección del eje) y es enviado hacia afuera por la acción centrífuga. La energía cinética del fluido aumenta desde el centro del impulsor hasta las puntas de las aspas del impulsor. Esta energía de velocidad se convierte en una presión a medida que el fluido sale del impulsor y entra al espiral o difusor, en dirección tangencial a la caja voluta. Además, las bombas centrífugas poseen diferentes clasificaciones de acuerdo al tipo de flujo (axial o radial), tipo de caja protectora (caja voluta o caja con difusor), y a la posición del eje (horizontal o vertical).
- Desplazamiento positivo: Manejan un caudal fijo independiente de la altura de diseño del sistema. Se dividen en recíprocas y rotativas, donde las primeras operan con un pistón, émbolo buzo o diafragma movidos alternativamente en un cilindro o cámara y la velocidad de descarga de líquido varía con el tiempo. Las rotativas crean una presión reducida en el lado de entrada, permitiendo así que la presión externa fuerce al líquido hacia el interior de la bomba. Al girar el elemento, el líquido queda atrapado entre los elementos y la coraza de la bomba. Después de una nueva rotación, el líquido es forzado a salir desde el lado de descarga de la bomba. Estas bombas desarrollan velocidades de flujo casi constantes, en contraste con el flujo

pulsante de las bombas reciprocantes. Las bombas rotatorias se usan para líquidos de cualquier viscosidad, en tanto no contengan sólidos abrasivos.

En el presente proyecto se requiere disponer de bombas para impulsar diferentes tipos de fluidos a lo largo de la planta. En primer lugar se necesita elevar la presión de la materia prima (aceite de soja usado) desde 1 bar hasta 45 bar. Luego, se debe elevar la presión del agua necesaria para el reactor de hidrólisis desde 1 hasta 45 bar. Por otra parte, a la salida del destilador molecular y previo al ingreso al cristalizador, la corriente de ácidos grasos requiere un aumento de presión desde 0.001 hasta 1 bar. A continuación se explicará el tipo de bomba que se requiere para impulsar cada uno de los fluidos, junto con su requerimiento de potencia, además de informar al fabricante de la misma.

En los casos en que se decida utilizar una bomba centrífuga para impulsar el fluido, debe calcularse la altura de diseño ( $H_{dis}$ ) y buscar por catálogo una bomba que cumpla con los requerimientos, es decir, que su altura desarrollada ( $H_{des}$ ) sea igual o mayor que  $H_{dis}$  para el caudal que se maneja. La altura de diseño se calcula a partir de la ecuación:

$$H_{dis} = \frac{1}{2} * \frac{\Delta v^2}{g} + \Delta h + \frac{\Delta P}{\rho * g} + \frac{E_v}{g} \quad (5.1)$$

Donde el primer término del segundo miembro está relacionado con la energía cinética, el segundo con la energía potencial, el tercero con la diferencia de presión que se quiere lograr y el cuarto con las pérdidas por fricción. En todos los casos a calcular se desprecia la diferencia de velocidades del fluido, se considera que no existen reducciones ni expansiones del diámetro de la cañería, por lo que el primer término se cancela. Además, se cancela el cuarto término, correspondiente a las pérdidas de carga en cañerías y accesorios. Posteriormente, para salvar esta consideración y la pérdida de carga que presentan los equipos se va a calcular la potencia de las bombas principales y se adicionará un 10% para obtener una estimación de la potencia real consumida.

### 5.2.3.1 Impulsión de materia prima hacia el reactor de hidrólisis

El fluido a impulsar consiste en la corriente de aceite de soja, es decir la materia prima del proceso. Si bien la viscosidad del aceite es mucho mayor que la del agua a temperatura ambiente, cabe recordar que primero la corriente se calienta hasta la temperatura necesaria para ingresar en el reactor (180 °C). A dicha temperatura, la viscosidad de la corriente disminuye en un gran porcentaje, teniendo la posibilidad de ser impulsada por una bomba centrífuga además de poder utilizarse otro tipo como la de desplazamiento positivo de tipo rotativa a engranajes. Por lo tanto, se detallan a continuación las propiedades físicas y condiciones de operación de la corriente para luego poder escoger la bomba más conveniente:

- $T = 180 \text{ }^\circ\text{C}$
- $\rho = 985.45 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
- $\mu = 8.175 * 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m*s}}$
- $Q_{vol} = 1.316 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 78.96 \frac{\text{L}}{\text{min}} = 4737.6 \frac{\text{L}}{\text{h}} = 4.7376 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
- $P_{succión} = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa}$

- $P_{descarga} = 45 \text{ bar} = 4500000 \text{ Pa}$

Haciendo uso de la ecuación 5.1, se calcula la altura de diseño de la bomba:

$$H_{dis} = \frac{P_{descarga} - P_{succión}}{\rho * g} = 455.1 \text{ m}$$

Para calcular la potencia de la bomba, se ha realizado una simulación en Unisim Design con el objetivo de obtener un valor estimativo del gasto que puede tener este equipo. La misma arrojó un valor de 8.92 kW, que equivale a una potencia mecánica de 11.96 HP. Adoptando un criterio conservador considerando las pérdidas de carga de la bomba, del tramo de cañería en el que está instalada la bomba, se adiciona un 10% al consumo de la misma, teniendo un valor de 13.156 HP.

Buscando catálogos de fabricantes nacionales de bombas centrífugas que cumplan los requerimientos, no se han encontrado proveedores que satisfagan dichos requisitos. Por lo tanto, esta bomba se diseña a medida, solicitando a algún fabricante su construcción, teniendo en cuenta que la misma debe tener un material de acero inoxidable y trabajar a la presión indicada.

### 5.2.3.2 Impulsión de agua hacia el intercambiador

Para la impulsión de agua hacia el intercambiador de calor previo al reactor de hidrólisis se decide utilizar una bomba centrífuga observando la variedad de modelos que presenta el fabricante internacional Grundfos. Para ello, se detallan las propiedades físicas y condiciones de operación de la corriente para luego poder escoger la bomba más conveniente:

- $T = 20 \text{ °C}$
- $\rho = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
- $\mu = 0.001 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$
- $Q_{vol} = 4.071 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 244.26 \frac{\text{L}}{\text{min}} = 14655.6 \frac{\text{L}}{\text{h}} = 14.6556 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
- $P_{succión} = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa}$
- $P_{descarga} = 45 \text{ bar} = 4500000 \text{ Pa}$

A continuación se calcula la altura de diseño haciendo uso de la ecuación 5.1:

$$H_{dis} = \frac{P_{descarga} - P_{succión}}{\rho * g} = 449 \text{ m}$$

Grundfos ofrece una gama de productos BMS, que consisten en bombas multietapas horizontales aptas para los requerimientos mencionados anteriormente. Ingresando los requisitos, el fabricante propone 3 tipos de bombas que son adecuadas (ver Tabla 5.3).

Tabla 5.3. Opciones de bombas BMS.

Producto n.º	Nombre de producto	Coste del ciclo de vida [USD/10 años]	Energía [kWh/año]	Costes energéticos [USD /a]	Eta de bomba+motor [%]	Q [m³/h]	Q-dev [%]	H [m]	H-dev [%]	P2 [HP]
99471213	BMS 30-26 HS-E-C-P-A		45238	4523.83	42.8	14.66	0	449	0	210
99471220	BMS 30-26 HS-E-C-P-A		44421	4442.15	43.6	14.66	0	449	0	188
99471222	BMS 30-26 HS-E-C-P-A		41456	4145.59	46.2	14.66	0	449	0	134

Se opta por seleccionar la última bomba, la cual posee un menor costo energético que las anteriores. Las curvas características de la bomba se observan a continuación:

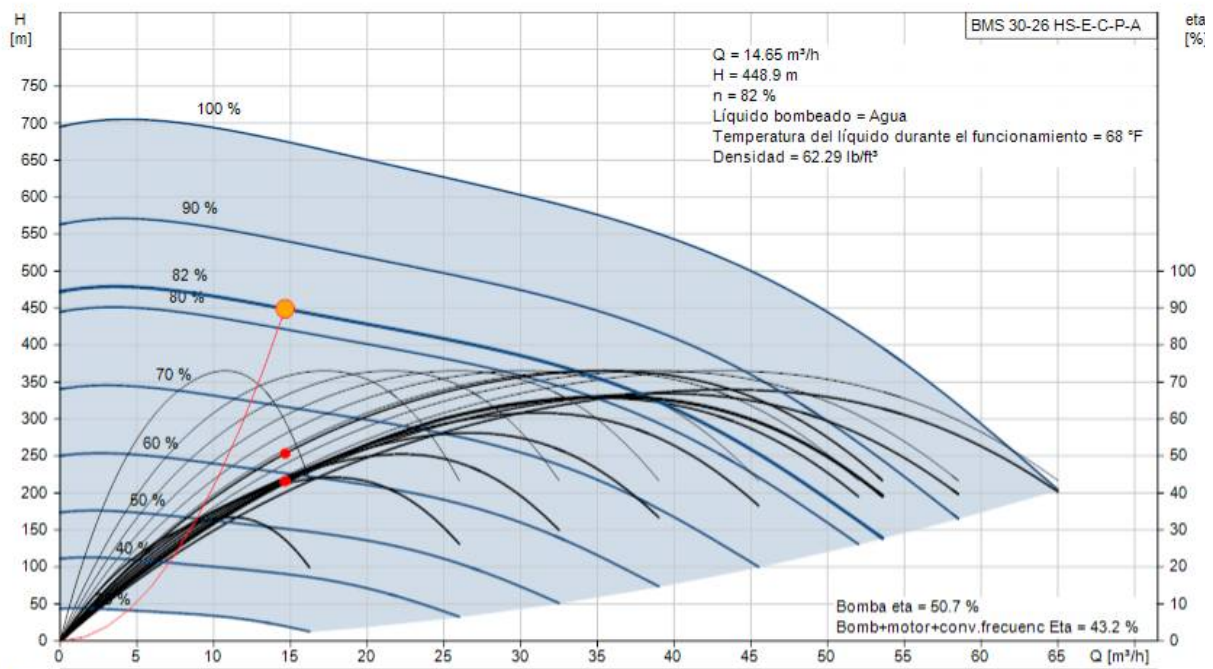


Figura 5.2. Curvas características de la bomba seleccionada.

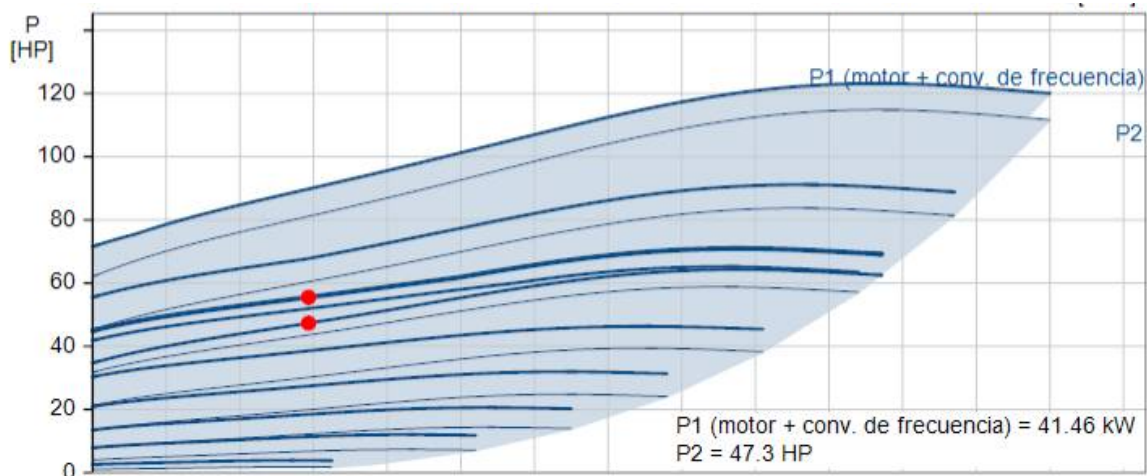


Figura 5.3. Curvas características de la bomba seleccionada.

Describiendo el producto a utilizar, se trata de una BMS 30-26 HS-E-C-P-A, bomba multietapa horizontal cuya característica sobresaliente consiste en su motor, de alta velocidad y creación de elevada presión (hasta 82.4 bar). El mismo proporciona a la gama BMS una pequeña huella de carbono y reduce drásticamente el peso de la bomba.

Por último, en la Figura 5.3 se puede observar la potencia consumida por la bomba, la misma es de 47.3 HP. En la sección Bibliografía pueden encontrarse más detalles sobre la bomba seleccionada.

### 5.2.3.3 Impulsión de ácidos grasos hacia el cristalizador

La selección de la bomba para aumentar la presión de la corriente de ácidos grasos luego del destilador molecular y transportarla hacia el cristalizador presenta un inconveniente: la baja presión de succión (0.1 kPa). Dicha magnitud se logra en el destilador molecular a través de la generación de vacío producto del sistema de 4 eyectores, por lo que resulta complejo seleccionar una bomba que opere con las siguientes condiciones:

- $T = 166.2 \text{ }^{\circ}\text{C}$
- $\rho = 900 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
- $\mu = 2.018 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$
- $Q_{vol} = 1.25 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 71.13 \frac{\text{L}}{\text{min}} = 4508 \frac{\text{L}}{\text{h}} = 4.508 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
- $P_{succión} = 0.001 \text{ bar} = 100 \text{ Pa}$
- $P_{descarga} = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa}$

Se utilizó el simulador Unisim Design para obtener la potencia de la bomba para impulsar al fluido en las condiciones de operación establecidas (consumo de energía). El resultado fue de 0.17 kW, que equivale a 0.23 HP.

Al igual que con la primera bomba descrita, ésta también debe diseñarse a medida por un fabricante especializado, debiendo cumplir con los requisitos de la presión de succión de 0,1 kPa y su material (acero inoxidable).

#### 5.2.4 Mezclado y adecuación del tamaño

Para el mezclado de un fluido a escala industrial es común utilizar agitadores, que consisten en máquinas industriales que se utilizan para mezclar y homogeneizar dos o más productos de igual o distinta fase en el interior de un tanque. Algunos de los propósitos del mezclado son:

- Homogeneización de dos líquidos miscibles.
- Disolución de sólidos en líquidos.
- Intercambio térmico.
- Dispersión de un gas en un líquido.
- Dispersión de partículas finas en un líquido.
- Dispersión de dos fases no miscibles.

De acuerdo a las características de los procesos químicos y de los tipos de fluido con los que se trabaja, es necesario colocar agitadores en diversos equipos de proceso: reactor de glicerólisis y cristalizadores en la purificación de ácidos grasos.

La selección del tipo de agitador y su dimensionamiento es el resultado del análisis de un cierto número de parámetros relacionados con cada proceso:

- Tipo de agitación y posición:
  - Rotores de flujo axial
  - Rotores de flujo radial
  - Rotores de flujo mixto
  - Rotores para dispersión y emulsión
- Geometría del tanque (dimensiones, tipo de montaje).
- Velocidad de rotación (relacionado con la intensidad de agitación).
- Intensidad de agitación (relacionado con la velocidad de agitación).
- Condiciones físicas impuestas por el proceso (presión y temperatura).

##### 5.2.4.1 Agitador para reactor de glicerólisis

En el Capítulo 3 se hizo referencia sobre el agitador necesario para el reactor de glicerólisis, explicando el por qué de su adquisición, y las condiciones de diseño que debía cumplir. A modo de recordatorio, se informan las condiciones de operación del reactor de glicerólisis, el cuadro de elección del agitador del fabricante y finalmente la elección del mismo junto con sus características.

- Presión = 1 bar
- Temperatura = 200 °C
- Caudal volumétrico =  $1328 \frac{m^3}{h}$
- Relación másica Glicerol:Triglicéridos = 2:1
- Volumen reactor TAC = 3.053 m<sup>3</sup>

Tabla 5.4. Elección del agitador necesario de acuerdo a las condiciones del proceso.

Volumen (m <sup>3</sup> ) Aprox.	Modelo	kW	Rpm	Q (m <sup>3</sup> /h)	M (mm)	R (mm)	L (mm)	D (mm)	Peso (Kg)
<2	TA-02 02 C 00	0,25	100	364	215	175	500	400	40
2-4	TA-03 02 C 01	0,37	100	581	215	175	1.000	500	50
4-6	TA-05 02 C 02	0,75	100	1.019	232	211	1.500	600	60
6-10	TA-07 02 C 03	1,5	100	1.639	267	228	2.000	700	80
10-15	TA-08 02 C 04	2,2	100	2.473	305	279	2.500	800	100

- Modelo: TA-07 02 C 03
- Potencia consumida: 1.5 kW
- Velocidad: 100 rpm
- Peso: 80 kg

En la sección Bibliografía se coloca la ficha técnica del agitador en cuestión, para conocer su diseño y dimensiones con mayor exactitud.

#### 5.2.4.2 Agitadores para cristalizadores

La agitación en el proceso de cristalización tiene el objetivo de lograr un intercambio térmico continuo, logrando una correcta separación de los ácidos grasos. Para tal fin, se escogen agitadores de velocidad lenta, que cumplan los requisitos de caudal que ingresa al cristizador, tamaño del equipo en cuestión y que tengan una potencia moderada a baja.

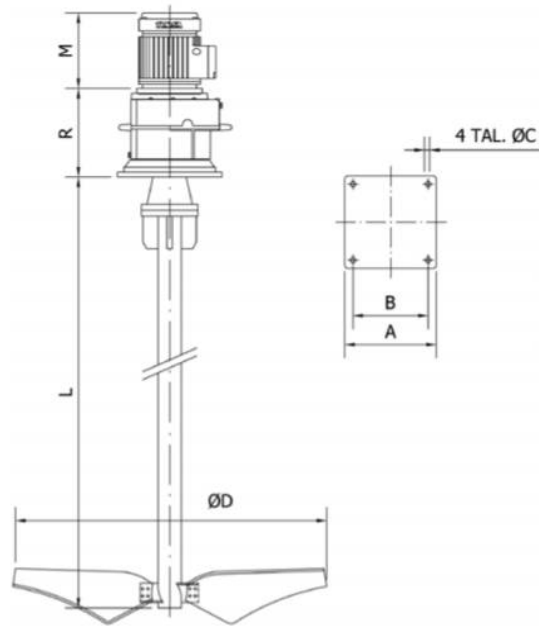
Los caudales volumétricos correspondientes a cada uno de los cristalizadores son:

- $Q_{\text{cristalizador,1}} = 4.448 \frac{m^3}{h}$
- $Q_{\text{cristalizador,2}} = 3.261 \frac{m^3}{h}$
- $Q_{\text{cristalizador,3}} = 1 \frac{m^3}{h}$

El fabricante español Timsa ofrece agitadores de baja velocidad para el mezclado de productos pocos viscosos y depósitos de tamaño mínimo de 20 m<sup>3</sup>. La gama de agitadores es de la serie PA, los cuales se pueden equipar con distintos tipos de hélice axial tripala de alto rendimiento lo que permite ajustar de manera muy precisa el comportamiento hidrodinámico del agitador. La potencia del motor se transmite al eje a través de un reductor de engranajes helicoidales seleccionado con amplio factor de servicio que garantice una larga vida útil de sus componentes reduciendo al mínimo las operaciones de mantenimiento. A continuación se muestra una tabla de los diferentes tipos de agitadores de acuerdo a la potencia consumida y la velocidad del rotor:

Tabla 5.5. Características del agitador de la gama PA.

Modelo	kW	Rpm	L (mm)	D (mm)
PA-03 12 C 05	0,37	80	3.000	800
PA-04 13 C 05	0,55	105	3.000	800
PA-05 12 C 07	0,75	80	3.500	1.000
PA-06 13 C 07	1,1	100	3.500	1.000
PA-07 12 C 08	1,5	80	4.000	1.200
PA-08 13 C 08	2,2	100	4.000	1.200
PA-10 13 C 09	4	80	4.000	1.400
PA-08 11 C 10	2,2	100	4.500	1.600
PA-11 12 C 10	5	55	4.500	1.600
PA-09 11 C 11	3	80	4.500	1.800
PA-12 12 C 11	7,5	55	4.500	1.800
PA-09 10 C 12	3	80	4.500	2.000
PA-11 11 C 12	5,5	55	4.500	2.000
PA-10 09 C 13	4	30	5.000	2.500
PA-11 10 C 13	5,5	40	5.000	2.500
PA-11 09 C 14	5,5	30	5.000	3.000
PA-14 10 C 14	15	40	5.000	3.000



Se opta por elegir el segundo agitador, el modelo PA-04 13 C 05 debido a que cumple con los requisitos del volumen del cristizador definido en el capítulo 4 (25 m<sup>3</sup>, con una altura aproximada de 3.57 m). Dicho agitador tiene una potencia de 0.55 kW y una velocidad de motor de 105 rpm. Para más información puede consultarse el catálogo provisto por el fabricante, el cual puede encontrarse en la sección Bibliografía.

### 5.2.5 Manejo de energía

En este apartado, el aspecto más relevante es el intercambio de calor entre las corrientes de la planta, que lleva a la construcción de equipos que realicen dicho intercambio. Sin embargo, más adelante se desarrolla el manejo de energía del proceso químico en la sección “Integración Energética” (véase apartado 5.3).

Por otra parte, un elemento importante a definir es la caldera, una máquina o dispositivo de ingeniería diseñado para generar vapor. Este vapor se genera a través de una transferencia de calor a presión constante, en la cual el fluido, originalmente en estado líquido, se calienta y cambia su fase a vapor saturado. Según su diseño, puede clasificarse en:

- ❑ Humotubulares o piro-tubulares: el fluido en estado líquido se encuentra en un recipiente atravesado por tubos, por los cuales circulan gases a alta temperatura, producto de un proceso de combustión. Se utilizan para presiones de hasta 30 bares, temperaturas de hasta 300 °C (vapor sobrecalentado) y una producción de hasta 55 t/h de vapor.
- ❑ Acuotubulares: Es un tipo de caldera de alta presión en la que el agua circula en tubos calentados externamente por el fuego. El combustible se quema dentro del horno, generando gases a gran temperatura que calientan el agua contenida en los tubos generadores de vapor. Pueden trabajar a elevadas presiones, del rango de



200 bar y hasta temperaturas de 600 °C, produciendo 2000 tn/h de vapor. Son más eficientes que las humotubulares pero su costo es más elevado.

El reactor de hidrólisis debe ser alimentado con vapor de agua a las condiciones de operación del proceso Colgate Emery, esto es a una presión de 45 bar. La cantidad de vapor necesario para cumplir los requisitos del proceso equivale a 1.115 kg/s (4014 kg/h), de acuerdo a los cálculos realizados en el capítulo 3 del presente proyecto. Sin embargo, se requiere un caudal adicional de vapor de agua que es utilizado para calentar corrientes de proceso, actuando éste como corriente auxiliar. Según los cálculos efectuados y detallados en la sección 5.3 del capítulo, son necesarios 0.861 kg/s de vapor (3100 kg/h), con lo que en su totalidad son necesarios 7114 kg/h (7,114 tn/h).

Una vez descritos las condiciones necesarias para producir vapor, se concluye que la mejor opción es adquirir una caldera acuotubular debido a la alta presión con la que se trabaja en el reactor de hidrólisis. Por otra parte, se informa a continuación la potencia calórica que genera la caldera, obtenida como el producto entre el caudal másico de vapor a generar y el calor de vaporización del vapor a la presión de trabajo:

- $W_{vapor} = 7114 \frac{kg}{h}$
- $\lambda_{vaporización} = 1689 \frac{kJ}{kg}$

Luego, se calcula la potencia calórica como:

$$Potencia = W_{vapor} * \lambda_{vaporización} = 12.011094 \frac{kJ}{h} = 2.870720 \frac{kCal}{h} = 3336 kW$$

Observando los datos presentados, se buscó una caldera que cumpla dichos requisitos de presión, caudal y potencia consumida. El fabricante internacional Cleaver-Brooks fabrica calderas acuotubulares sofisticadas de diversos materiales y estilos que cumplen todos los requerimientos definidos anteriormente, eligiendo la que resulte más económica. Para seleccionar la caldera más adecuada, el fabricante presenta un esquema con el diseño de cada una de ellas y una breve definición de cada una de ellas.

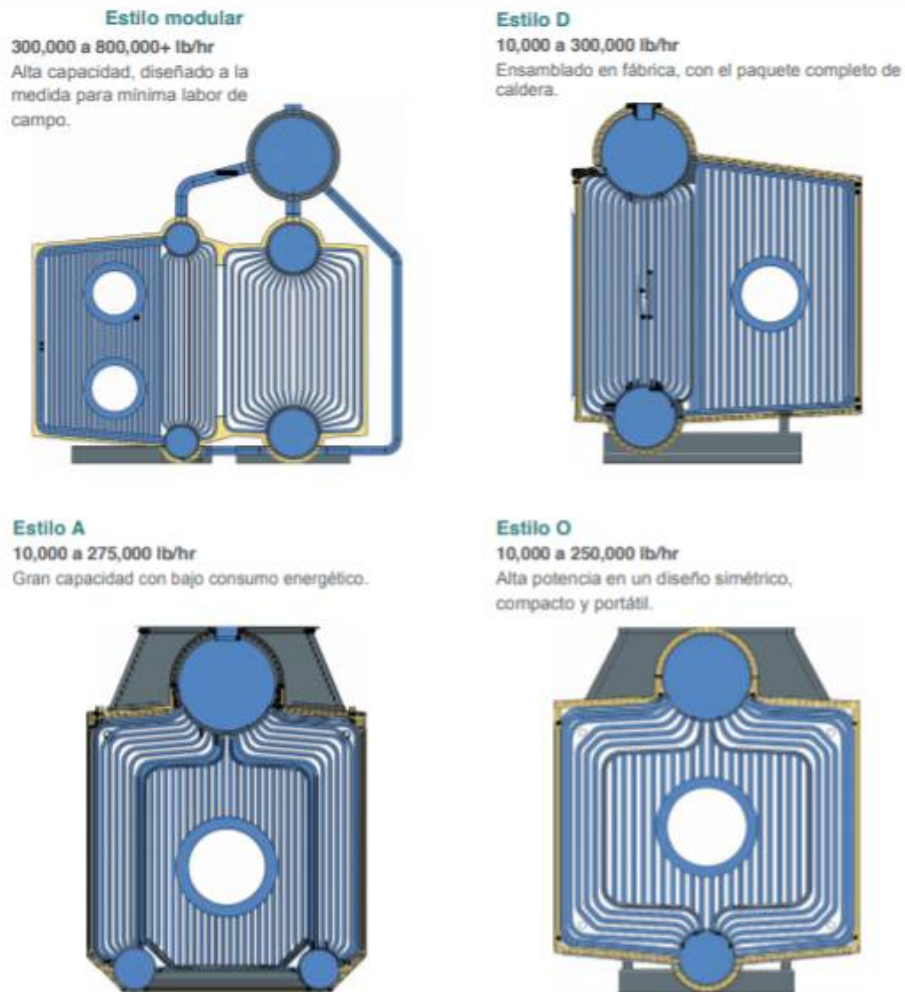


Figura 5.4. Esquema de calderas de Cleaver-Brooks.

Se opta por utilizar un diseño estilo D. A continuación se justifica su elección.

- Las calderas tipo D tienen más superficie de tubos expuestas al calor radiante que en los otros casos.
- El diseño es de los más utilizados. Ofrece gran área de transferencia de calor y volumen de agua en la sección del horno.
- Es altamente resistente, de larga duración y se adapta con facilidad a la mayoría de las aplicaciones industriales.
- Son equipos de gran tamaño. Suelen utilizarse en plantas que requieren gran cantidad de vapor. No son transportables, en tal caso debería optarse por un diseño tipo A u O.

Una vez elegido el tipo de caldera, se seleccionarán los accesorios necesarios para su funcionamiento, con la finalidad de estimar un consumo eléctrico aproximado. Se realizó la simulación en Unisim de la bomba de alimentación de agua, con un  $\Delta P$  de 44 bar, y el caudal anteriormente mencionado y se obtuvo un consumo de 11.47 kW.

Por último, es importante destacar que el agua de alimentación a la caldera debe pasar por un proceso previo con el fin de extraer sus iones  $Ca^{2+}$  y  $Mg^{2+}$ , que le otorgan dureza al agua y generan incrustaciones en el equipo. Es por ello que se decide instalar una

columna de intercambio iónico cuyo objetivo consiste en reemplazar los iones que provocan incrustaciones por otros, dependiendo del tipo de resina que se utilice. De esta manera, se obtiene agua de calidad ablandada que se utiliza para generar vapor en la caldera.

### **5.2.6 Separación**

A lo largo de toda la planta, se han realizado diferentes separaciones de fluidos y productos, tanto en la parte del reactor de hidrólisis como en la etapa de glicerólisis. Principalmente, la función de separar es obtener los productos que se han especificado en los capítulos precedentes. A continuación se resume brevemente los equipos utilizados junto a las condiciones de operación seleccionadas, aclarando que los mismos han sido explicados en detalle en el Capítulo 4:

- Destilador molecular

Con el objetivo de separar los triglicéridos que no reaccionaron en el proceso Colgate Emery, se realiza una destilación molecular para tal fin. El proceso se lleva a cabo a 182 °C y 0.1 kPa, generando dicha presión mediante un sistema de 4 eyectores conectados a condensadores utilizando vapor de agua como fluido motriz.

- Filtros

Dentro del sistema de cristalizadores colocados luego del destilador molecular para obtener los ácidos grasos insaturados de forma fraccionada, se incorporan filtros. Éstos últimos separan estearina de oleína a la salida del primer cristalizador Cr-1 a 2 °C y presión atmosférica, mientras que los otros dos se usan para separar ácido oleico de linoleico con el fin de purificar el primero (-8 °C y presión atmosférica). Respecto al tipo de filtro, en el Capítulo 4 se han desarrollado los dos tipos más comunes: filtro prensa de membranas y rotativo continuo. Dicha descripción incluye su funcionamiento, ventajas, desventajas y la eficiencia de cada uno de ellos, junto con el valor elegido para realizar los cálculos. La decisión sobre cuál utilizar radica en el carácter de la operación y de la planta en general. Como la misma es de régimen continuo, se requiere que la mayor parte de los equipos también lo sean, cumpliendo el filtro rotativo de vacío con esta solicitud. Esto trae aparejado beneficios en tiempo y en la economía, pues de utilizar filtros prensa de membrana, debe contarse el tiempo de parate que tiene el filtro en descargar la torta de sólidos, lavarla y volverla a poner en funcionamiento. Además, para simular la continuidad de la operación, se deben contar con varios filtros, lo cual representa un gasto económico adicional.

Una vez realizada la elección de los filtros para los cristalizadores, a continuación se muestran dimensiones de los mismos del fabricante nacional Tefsa. El objetivo de mostrar la tabla es conocer el área de filtrado y su consumo energético.

Tabla 5.6. Dimensiones del filtro según fabricante Tefsa.

Tipo de filtro	Area filtrante	Diámetro del tambor	Anchura del tambor	Número de celdas	Longitud A	Anchura B	Altura C	Peso en servicio	Consumo energético
TSF	m <sup>2</sup>	mm	mm		mm	mm	mm	Tm	Kw
5/1,55 5,2/1,55	0,25	520	155	16	1900	850	1000	0,5	0,5
9,2/2,5 9,2/5,0 9,2/7,5 9,2/10 9,2/15 9,2/20	0,72 1,45 2,15 2,90 4,3 5,8	920	250 500 750 1000 1500 2000	14	2050 2300 2550 2800 3300 3800	2050	1700	2,0 2,3 2,6 2,9 3,5 4,1	1,5
13,1/10 13,1/15 13,1/20 13,1/25 13,1/30	4 6 8 10 12	1310	1000 1500 2000 2500 3000	14	2900 3400 3900 4300 4700	2300	2000	3,5 4,5 5,5 6,5 7,5	3,0
20,9/15 20,9/20 20,9/20 20,9/30	10 13 16 19	2090	1500 2000 2500 3000	16	3500 4000 4500 5000	3700	2800	9,5 10,5 12,5 13,5	4,4
26,2/25 20,9/30 26,2/35 26,2/40	20 25 29 33	2620	2500 3000 3500 4000	20	4900 5400 5900 6400	4100	3500	17 19 21 23	6,0
31,4/30 31,4/35 31,4/40 31,4/45 31,4/50 31,4/55 31,4/60	30 35 40 45 50 55 60	3140	3000 3500 4000 4500 5000 5500 6000	24	5400 5900 6400 6900 7400 7900 8400	4700	4000	24 27 30 33 36 39 42	8,0
36,6/60 36,6/65	69 75	3660	6000 6500	28	8250 9250	5700	4200	56 59	8,0
41,8/75	100	4180	7500	32	9850	6000	5300	68	11,0

Se decide utilizar un área de filtrado de 10 m<sup>2</sup> para cada filtro rotativo, con un consumo energético de 3 kW.

Por otra parte, luego de las operaciones de neutralización y decoloración en la purificación de la mezcla de mono y diglicéridos, deben instalarse filtros. En el primer caso, se recupera el catalizador básico utilizado en la reacción (NaOH) en forma de una sal insoluble (fosfato de sodio), mientras que para la decoloración, se retira el carbón activado. Para ambas tareas, puede pensarse en utilizar filtros gravitatorios para continuar con el carácter continuo del proceso y además evitar la adquisición de filtros de una mayor complejidad para su mantenimiento (filtros de prensa o centrífugos). Además, la cantidad de sólidos a retener en comparación con el caudal de líquido es muy pequeña, por lo que puede estimarse que un área de filtrado de 1 m<sup>2</sup> es correcta.

Por último, queda definir el tipo de filtro utilizado para separar las impurezas sólidas de la corriente de materia prima que ingresa a los reactores del proceso. Para ello, también se decide utilizar un filtro gravitatorio, con un área de filtrado mayor dado el caudal a procesar. En este caso, se usa 5 m<sup>2</sup> de área.

#### - Decantación centrífuga

Este proceso de separación consiste en separar el glicerol excedente de la mezcla de mono y diglicéridos con el fin de aumentar la pureza de dicho producto. Las condiciones de operación son las siguientes: 90 °C y presión atmosférica. Respecto a las dimensiones que posee el decantador centrífugo, se recuerda que de acuerdo al catálogo de la empresa Flottweg, el cual puede observarse en el Capítulo 4, se puede estimar un volumen aproximado del equipo junto con la potencia consumida (26 kW). Las medidas aproximadas son 2950 x 840 x 800 mm (L x W x H) construido con acero inoxidable.

### 5.2.7 Almacenamiento de fluidos

En el proceso productivo hay varios fluidos que deben ser almacenados. Estos son:

- Aceite vegetal de soja usado
- Agua
- Ácido linoleico
- Ácido oleico
- Catalizador de glicerólisis
- Mezcla de mono y diglicéridos
- Carbón activado
- Ácido Fosfórico ( $H_3PO_4$ )

El almacenamiento se realiza en tanques cuyo tamaño dependerá del caudal volumétrico relacionado a cada fluido. Se considera que se requerirán tanques con capacidad para almacenar cada fluido por una semana.

Tabla 5.7. Caudales de corrientes a ser almacenadas.

Corriente	Caudal másico (kg/h)	Caudal volumétrico ( $m^3/h$ )	Caudal ( $m^3/semana$ )
AVU de soja	5143	5.60	940.8
Agua	14655.6	14.66	2469.6
Ácido linoleico	2262.5	2.51	420
Ácido oleico	674.5	0.75	126
Catalizador	0.323	0.00017	0.2856
Mezcla MG y DG	957.7	1.031	173.2
$H_3PO_4$	0.2633	0.0001	0.026
Carbón Activado	53.85	0.1077	18.09

Se tendrá en cuenta para el tamaño del tanque de almacenamiento un 2% extra al volumen calculado anteriormente.

Tabla 5.8. Tamaño de tanques de almacenamiento.

Tanque	Tamaño (m <sup>3</sup> )
AVU de soja	959.6
Agua	200
Ácido linoleico	428.4
Ácido oleico	128.5
Catalizador	0.291
Mezcla MG y DG	176.7
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0.027
Carbón activado	18.09

El material de los tanques debe ser apto para la industria cosmética y alimentaria por lo que se utilizarán tanques de acero inoxidable para el almacenamiento de la materia prima y de todos los productos de reacción. Por otro lado, para el tanque de agua se puede construir de plástico reforzado de vidrio, mientras que para los otros fluidos puede construirse con acero al carbono.

Por último se realiza una aclaración que resulta de gran importancia sobre el volumen de tanque de almacenamiento de agua. Dado que el proceso es continuo, es innecesaria la adquisición de tanques de almacenamiento del líquido. Por lo tanto, sólo se considera un reservorio de agua en caso de algún desperfecto técnico en el proceso.

### **5.2.8 Consumo energético de los equipos principales**

A modo de resumen, en la siguiente tabla se observan los consumos energéticos de los equipos principales de la planta.

Tabla 5.9. Consumo energético de los equipos.

Equipo	Consumo (kW)
Bombas	48.5
Agitadores	2.6
Caldera	11.47
Filtro	9
Decantador centrífugo	26
<b>Total</b>	<b>97.6</b>

## **5.3 Integración energética**

### **5.3.1 Introducción**

A lo largo del proceso productivo para la obtención de ácidos grasos hay numerosos procesos que involucran transferencia de calor. Con el objetivo de tener una óptima eficiencia energética y minimizar el uso de servicios auxiliares, tanto por motivos económicos como medioambientales, la integración energética es una parte fundamental del proyecto. Para lograr este fin se decidió trabajar con la técnica del análisis Pinch.

Este método busca tener un nivel de energía mínimo en el diseño de redes de intercambiadores de calor. Para llevar a cabo este análisis y el diseño de los intercambiadores de calor de toda la planta se trabajó con el programa Hint.

Para este apartado es importante recordar las condiciones operativas de cada corriente e identificar todos los procesos que requieren intercambio de calor. En la Tabla 8.3 del Anexo se especifica tanto el caudal como las condiciones de presión y temperatura de cada corriente.

### **5.3.2 Análisis Pinch**

Para comenzar con la técnica de integración energética se deben clasificar las corrientes que intercambian calor en calientes (aquellas que deben enfriarse) y frías (aquellas que deben calentarse). En los cristalizadores el intercambio de calor debe realizarse con un refrigerante en un sistema de frío, por lo que no se incluyen estos equipos en el análisis Pinch, mientras que el condensador del destilador molecular sí debe ser tenido en cuenta. Por otro lado, ninguno de los dos reactores requieren de procesos de intercambio de calor.

Los gráficos de temperatura-entalpía conocidos como curvas compuestas se usan para establecer objetivos energéticos. 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) juntos, en una representación gráfica. En general, cualquier corriente con una capacidad calorífica constante se representa en un diagrama T-H mediante una línea recta que va desde la temperatura de entrada a la temperatura de salida. La pendiente de esta línea está determinada por el cambio de temperatura que sufre así como por el cambio de entalpía. Para que exista intercambio de calor, la curva compuesta caliente tiene que estar en una posición en la que siempre se encuentra arriba de la curva compuesta fría.

En la Tabla 5.10 se presenta la clasificación de las corrientes que se utilizó para el análisis.

Tabla 5.10. Identificación de las corrientes.

Corriente	Integra corrientes	Temperatura inicial (K)	Temperatura final (K)	Tipo de corriente
F1	A4 - A5	293	453	Fría
F2	A10 - A11	275	283	Fría
F3	A14 - A15	265	288	Fría
F4	D1 - D2	293	453	Fría
C1	A6 - A7	533	455	Caliente
C2	A8	455	439.2	Caliente
C3	A9'	439.2	303	Caliente
C4	C1 - C2	533	473	Caliente
C5	C4 - C5	467.7	363	Caliente

Para construir las curvas compuestas, se trabajó con un  $\Delta T_{MIN}$  de 10 °C en el programa Hint y se ingresaron las corrientes según sus valores promedio de m.Cp (producto entre el caudal másico y el calor específico) o de entalpía informados en la Tabla 5.11.

Tabla 5.11. Datos de las corrientes.

Corriente	$\Delta H$ (kW)	m.Cp (kW/K)
F1	72.5	0.45
F2	11.9	1.48
F3	10.3	0.45
F4	2800.5	17.50
C1	-183.9	2.36
C2	-35.5	2.25
C3	-284.8	2.09
C4	-1125.9	18.77
C5	-96.4	0.90

En la Figura 5.5 se presentan las curvas compuestas caliente (curva roja) y fría (curva azul).



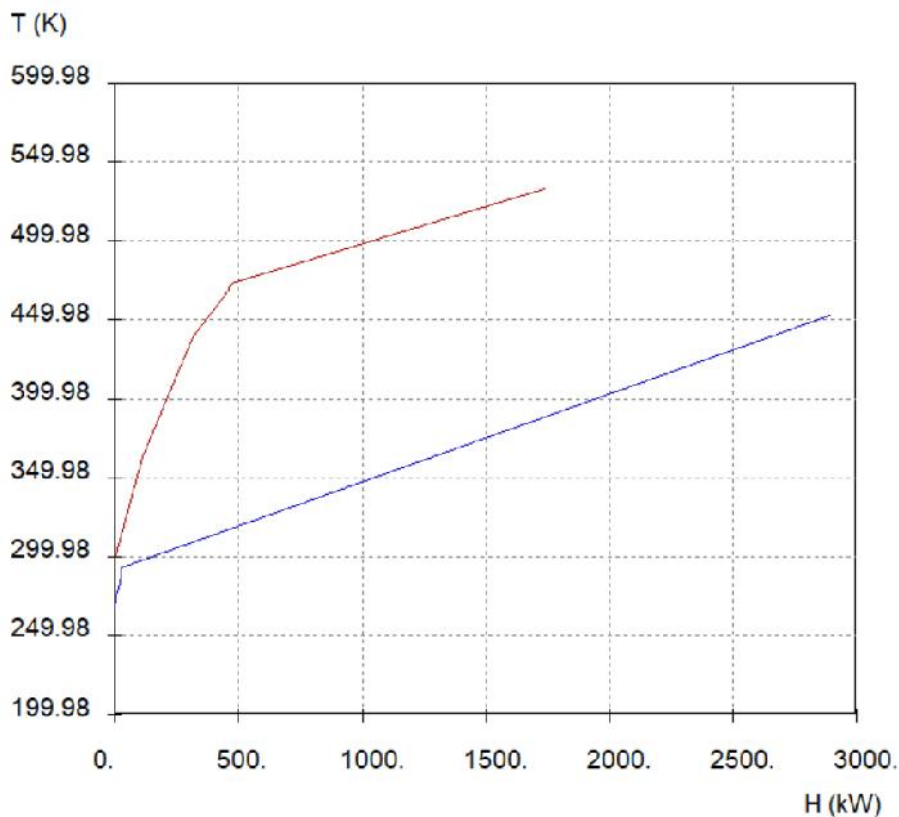


Figura 5.5. Curvas compuestas.

Analizando el gráfico se observa que presenta un punto pinch. Según el método de diseño Pinch se debe comenzar el diseño en la zona más restringida del problema, en este caso es dicho punto. Se encontró que el mínimo número de intercambiadores para este proceso es 9, por lo que se procede a presentar el arreglo utilizado para la red de intercambiadores de calor.

### 5.3.3 Propuesta de integración energética

Considerando que la corriente F4 es la que requiere mayor calor a intercambiar, se planteó el objetivo de cubrir la mayor parte de dicho requerimiento con integración energética, buscando minimizar el consumo de vapor auxiliar y el área de intercambio de calor.

Para esto se dividió el caudal de F4 en dos. Por un lado F41 intercambiará calor con las corrientes calientes del proceso de hidrólisis (C1, C2 y C3) y por el otro, F42 intercambiará con las corrientes calientes del proceso de glicerólisis (C4 y C5). Además se requerirá que intercambie calor con una corriente auxiliar de vapor. La Figura 5.6 ilustra dicha explicación:

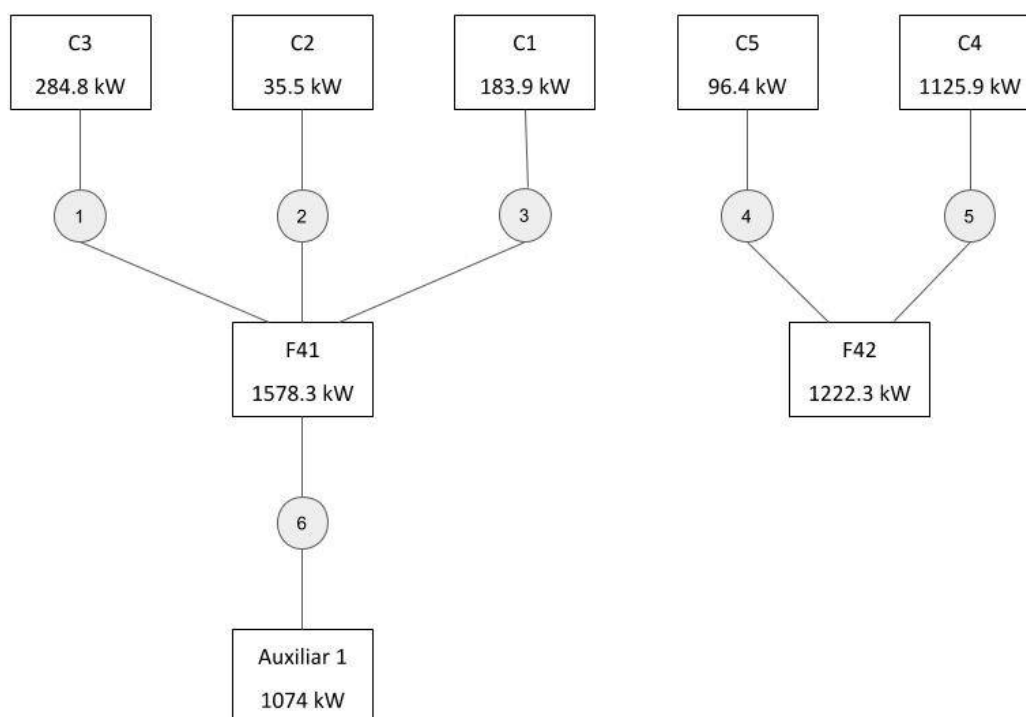


Figura 5.6. Propuesta de integración energética.

En la Tabla 8.4 del Anexo se presentan las propiedades de las corrientes estimadas con el simulador Unisim Design según se ha explicado en capítulos previos. A partir de estas propiedades se estimaron los coeficientes de transferencia de calor de cada corriente y el coeficiente global de cada intercambiador. En la Tabla 5.12 se presentan los resultados de la red de intercambiadores propuesta.

Tabla 5.12. Área de intercambio de calor.

Intercambiador	Corriente caliente		Corriente fría		$\Delta TML$	U (kW/m <sup>2</sup> *K)	Q (kW)	Área (m <sup>2</sup> )
	T ent. (K)	T sal. (K)	T ent. (K)	T sal. (K)				
1	349.2	303	293	321.9	43.6	0.282	284.8	23.174
2	455	439.2	321.9	325.5	123.3	0.636	35.5	0.452
3	533	455	434.4	453	43.8	0.043	183.9	97.770
4	467.7	363	293	305.6	110.4	1.016	96.4	0.859
5	533	473	305.6	453	118.4	2.948	1125.9	3.227
6	531	531	325.5	434.4	144.3	0.212	1074	35.127

En cuanto a la corriente auxiliar, se trabajó con vapor saturado. El caudal de vapor saturado se calcula como:

$$W_V = \frac{Q}{\lambda_{vap}} = \frac{1358.9 \text{ kW}}{1689 \text{ kJ/kW}} = 0.805 \text{ kg/s}$$

Por otro lado, las corrientes frías restantes requieren servicios auxiliares de vapor. En la Tabla 5.13 se presentan los resultados de diseño y de caudal de vapor requerido.

Tabla 5.13. Área de intercambio de calor y caudal de corrientes auxiliares de vapor.

Intercambiador	Corriente fría	$W_v$ (kg/s)	$\Delta TML$	$U$ (kW/m <sup>2</sup> *K)	Q (kW)	Área (m <sup>2</sup> )
7	F1	0.043	143.43	0.037	72.5	13.509
8	F2	0.007	251.98	0.088	11.85	0.532
9	F3	0.006	254.33	0.086	10.3	0.471

### 5.3.4 Sistemas de refrigeración

A continuación se diseñan los sistemas de refrigeración de los cristalizadores, definiendo el tipo de refrigerante, su caudal y las presiones de operación de los equipos que intervienen en el proceso. Respecto al tipo de refrigerante, en el Capítulo 4 se ha explicado las condiciones para su elección, por lo tanto se escoge cada uno en el análisis para cada cristalizador.

#### 5.3.4.1 Primer cristalizador

En el Capítulo 4 se detalló el cálculo del calor necesario para enfriar la mezcla de ácidos grasos de 30 a 2 °C, por lo tanto se procede a informar el mismo ya que será de utilidad para los cálculos posteriores:

$$Q_{crist,1} = -66.53 \frac{kJ}{s} = -2.395 * 10^5 \frac{kJ}{h}$$

Respecto a la elección del refrigerante, se tuvieron en cuenta todos los parámetros referidos a toxicidad, inflamabilidad, seguridad ambiental, utilización frecuente en procesos industriales. Se consideraron tres opciones: R717 (Amoniaco), R12 (Freón) y R134a y se optó por realizar un análisis sobre cuál de ellos conviene utilizar. Respecto al amoniaco, es considerado un refrigerante seguro, eficiente, con excelentes propiedades térmicas y no contribuye al deterioro de la capa de ozono ni al calentamiento global. Dentro de sus desventajas, se encuentran su inflamabilidad y explosividad bajo ciertas condiciones operativas que van a evitarse y su toxicidad. Sin embargo, presenta un fuerte y característico olor que funciona como advertencia en caso de que ocurran fugas. Por su parte, el R12 presenta como principales ventajas su nula toxicidad e inflamabilidad, pero tiene la principal desventaja de tener efecto dañino hacia la capa de ozono. Por último, el R134a presenta propiedades similares al R12. A continuación se presentan algunas propiedades térmicas de los refrigerantes elegidos a modo informativo:

Tabla 5.14. Propiedades térmicas de los refrigerantes elegidos.

Refrigerante/Propiedad	T ebullición (°C)	T crítica (°C)	T congelación (°C)
R717	-33.3	132.9	-78
R12	-29.8	112	-158
R134	26.5	101.1	-103

Pasando al diseño del sistema de refrigeración, se optó por realizar un sistema simple, compuesto por un condensador, un evaporador, un compresor y una válvula de expansión. En dicho sistema, el calor que libera la mezcla en el cristalizador es absorbido por el refrigerante en el evaporador ( $Q_{Evaporador} = Q_{Cristalizador}$ ), quien aumenta su temperatura para producir el intercambio de calor. A su vez, se debe enfriar el refrigerante con el fin de utilizarlo nuevamente en el sistema, por lo tanto se decide llevar a cabo un enfriamiento con aire. Con el fin de realizar el intercambio térmico, se deben contar con las propiedades termodinámicas de los refrigerantes que pueden estar en forma de tablas o gráficos (presión vs entalpía y temperatura vs entropía). Las mismas se podrán observar con mayor detalle en la sección Bibliografía, donde se encuentran las tablas y gráficos de donde se han obtenido los datos necesarios para diseñar el sistema.

A modo cualitativo, se presenta en las Figuras 5.7 y 5.8 un sistema de refrigeración típico con sus respectivos diagramas, que será de utilidad para comprender la nomenclatura utilizada y los resultados:

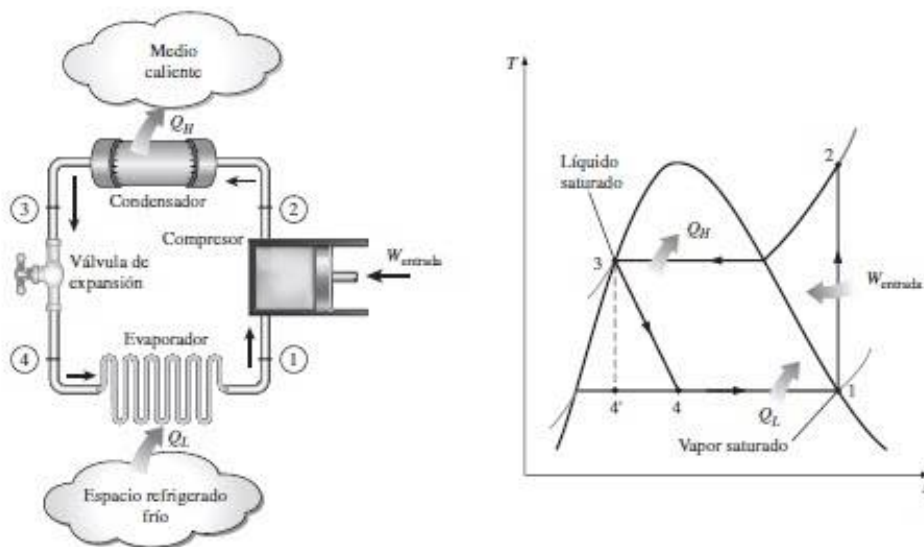


Figura 5.7. Ciclo de refrigeración típico y diagrama T vs S.

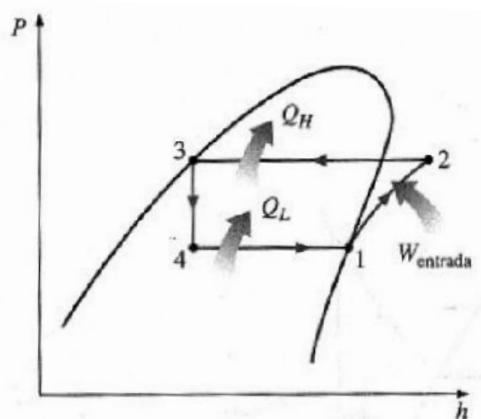


Figura 5.8. Diagrama P vs H.

El siguiente paso consiste en seleccionar las presiones de operación del evaporador y condensador en el sistema. Con el fin que se produzca un intercambio de temperatura entre el refrigerante y la corriente de ácidos grasos en el cristalizador, la temperatura de trabajo del evaporador debe ser, por lo menos, 10 °C menor a la temperatura de salida de los ácidos. Recordando que la misma es de 2 °C, se selecciona una temperatura que sea menor a -8 °C. Respecto al condensador, para poder enfriar con aire se ha investigado acerca de las condiciones climáticas en la zona donde se localiza la planta (Pilar, Provincia de Buenos Aires). Adoptando un criterio conservador, se eligió el día de mayor temperatura en el año como la temperatura de ingreso del aire (30 °C). Por lo tanto, la temperatura de salida del condensador debe ser mínimamente de 40 °C para mantener nuevamente una diferencia de 10°C entre las corrientes.

A continuación, en la Tabla 5.15, se observan las presiones elegidas para trabajar con los equipos, de acuerdo al refrigerante a utilizar:

Tabla 5.15. Condiciones de operación de los equipos principales del sistema de refrigeración.

	R717	R12	R134-A
<b>P<sub>EVAPORADOR</sub> (kPa)</b>	300	218.3	200
<b>T<sub>EVAPORADOR</sub> (°C)</b>	-9.2	-10	-10.1
<b>P<sub>CONDENSADOR</sub> (kPa)</b>	1555	958.8	1016
<b>T<sub>CONDENSADOR</sub> (°C)</b>	40	40	40

Luego, en base al diagrama de Mollier y a las tablas de propiedades termodinámicas de cada refrigerante, se obtuvieron los valores de entalpías en cada uno de los puntos marcados en la Figura 5.8. Con dichos valores pueden calcularse luego el caudal de refrigerante a utilizar, la potencia del compresor, el calor liberado en el condensador, entre otros resultados.

Tabla 5.16. Valores de entalpía para cada refrigerante.

	R717	R12	R134-A
<b>H1 (kJ/kg)</b>	1431.7	183.7	244.1
<b>H2 (kJ/kg)</b>	1660	208	280
<b>H3 (kJ/kg)</b>	371.4	74.5	107.8
<b>H4 (kJ/kg)</b>	371.4	74.5	107.8

Una vez obtenidas las entalpías en cada punto del diagrama, se pueden calcular los siguientes parámetros a analizar:

- $Q_{crist,1} = Q_{evaporador} = F_{refrigerante} * (H1 - H4) \rightarrow F_{refrigerante} = \frac{Q_{CRIS,,1}}{(H1 - H4)}$
- $Q_{condensador} = F_{refrigerante} * (H2 - H3)$
- $W_{compresor} = F_{refrigerante} * (H2 - H1)$
- $COP = \frac{Q_{crist,1}}{W_{compresor}}$
- $CER = \frac{Q_{crist,1}}{F_{refrigerante} * (H1 - H_{4,SAT})}$
- $F_{aire} = \frac{Q_{condensador}}{(T_{salida} - T_{entrada}) * Cp_{aire}}$

Para determinar el caudal de aire que se requiere para el condensador se fijó la temperatura de salida del mismo a 60 °C. El Cp del aire es 0.97 kJ/kg\*°C y como ya se mencionó la temperatura de entrada es de 30 °C. Se detallan los resultados obtenidos para cada uno de los refrigerantes a modo comparativo:

Tabla 5.17. Resultados obtenidos del sistema de refrigeración.

	R717	R12	R134-A
<b>F refrigerante (kg/s)</b>	0.063	0.609	0.488
<b>Q condensador (kJ/s)</b>	80.9	81.4	84.1
<b>W compresor (HP)</b>	19.2	19.9	23.5
<b>COP</b>	4.6	4.5	3.8
<b>CER</b>	0.82	0.70	0.66
<b>F aire (kg/s)</b>	0.096	0.097	0.098

Analizando los datos otorgados por la Tabla 5.17, se observa que la variación en el caudal de aire requerido es similar para los tres refrigerantes pero es conveniente para el primer cristizador seleccionar el amoniaco como refrigerante principal, debido al menor caudal que se requiere y al menor trabajo del compresor o potencia que éste consume. Además el coeficiente de efecto refrigerante (CER) que relaciona el efecto refrigerante real con el máximo es más alto para el R717 al igual que el COP.

### 5.3.4.2 Segundo cristizador

De igual manera que en el primer equipo, se muestra el calor requerido para enfriar la mezcla de ácidos grasos insaturados desde 10 a -8 °C:

$$Q_{int,2} = -52.028 \frac{kJ}{s} = -1.873 * 10^5 \frac{kJ}{h}$$

Respecto a la elección del refrigerante, se consideraron las mismas opciones que para el primer cristizador. En este caso la temperatura en el cristizador llega a -8 °C, por lo que la temperatura del refrigerante en el evaporador debe ser menor a -18 °C.

A continuación, en la Tabla 5.18, se observan las presiones elegidas para trabajar con los equipos, de acuerdo al refrigerante a utilizar:

Tabla 5.18. Condiciones de operación de los equipos principales del sistema de refrigeración.

	R717	R12	R134-A
<b>P<sub>EVAPORADOR</sub> (kPa)</b>	200	150.4	132.7
<b>T<sub>EVAPORADOR</sub> (°C)</b>	-18.86	-20	-20
<b>P<sub>CONDENSADOR</sub> (kPa)</b>	1555	958.8	1016
<b>T<sub>CONDENSADOR</sub> (°C)</b>	40	40	40

Según las propiedades termodinámicas de cada refrigerante se determinaron las entalpías en los puntos representativos del sistema.

Tabla 5.19. Valores de entalpía para cada refrigerante.

	R717	R12	R134-A
<b>H1 (kJ/kg)</b>	1419.5	179.1	238.1
<b>H2 (kJ/kg)</b>	1720	214	282
<b>H3 (kJ/kg)</b>	371.4	74.5	107.8
<b>H4 (kJ/kg)</b>	371.4	74.5	107.8

Análogamente se calcularon los resultados y se comparan para seleccionar el refrigerante más adecuado.

Tabla 5.20. Resultados obtenidos del sistema de refrigeración.

	R717	R12	R134-A
<b>F<sub>refrigerante</sub> (kg/s)</b>	0.050	0.497	0.399
<b>Q<sub>condensador</sub> (kJ/s)</b>	66.9	69.4	69.6
<b>W<sub>compresor</sub> (HP)</b>	20	23.5	23.5
<b>COP</b>	3.5	3	3
<b>CER</b>	0.82	0.65	0.61
<b>F<sub>aire</sub> (kg/s)</b>	0.079	0.082	0.083

Nuevamente se encontró que se obtienen mejores resultados con el R717 en lo que refiere a caudal de refrigerante empleado, potencia del compresor y los coeficientes COP y CER.

### 5.3.4.3 Tercer cristalizador

El calor intercambiado en el último cristalizador para enfriar nuevamente la mezcla de ácidos grasos insaturados desde 15 hasta -8 °C es el siguiente:

$$Q_{int,3} = -35.889 \frac{kJ}{s} = -1.292 * 10^5 \frac{kJ}{h}$$

Respecto a la elección del refrigerante, al operar en condiciones muy similares al segundo cristalizador se obtuvieron resultados análogos, por lo tanto, también se utiliza R717. Con el fin de evitar ser repetitivos se procede a informar los resultados finales.

Tabla 5.21. Condiciones de operación.

	R717
<b>P<sub>EVAPORADOR</sub> (kPa)</b>	200
<b>T<sub>EVAPORADOR</sub> (°C)</b>	-18,86
<b>P<sub>CONDENSADOR</sub> (kPa)</b>	1555
<b>T<sub>CONDENSADOR</sub> (°C)</b>	40

Tabla 5.22. Valores de entalpía para el R717.

	R717
<b>H1 (kJ/kg)</b>	1419.5
<b>H2 (kJ/kg)</b>	1720
<b>H3 (kJ/kg)</b>	371.4
<b>H4 (kJ/kg)</b>	371.4



Tabla 5.23. Resultados obtenidos del sistema de refrigeración.

	<b>R717</b>
<b>F<sub>refrigerante</sub> (kg/s)</b>	0.034
<b>Q<sub>condensador</sub> (kJ/s)</b>	46.2
<b>W<sub>compresor</sub> (HP)</b>	13.8
<b>COP</b>	3.5
<b>CER</b>	0.82
<b>F<sub>aire</sub> (kg/s)</b>	0.055

#### 5.3.4.4 Resultados del sistema de refrigeración

Para los tres cristalizadores se obtuvo que el R717 era el refrigerante adecuado para trabajar. A modo de resumen, en la Tabla 5.24 se presenta el consumo total de los compresores de los tres sistemas de refrigeración y los caudales totales de aire y de R717 requeridos para el funcionamiento de los cristalizadores.

Tabla 5.24. Resultados totales

<b>F<sub>refrigerante, T</sub> (kg/s)</b>	0.147
<b>F<sub>aire, T</sub> (kg/s)</b>	0.236
<b>W<sub>compresor, T</sub> (HP)</b>	53

#### 5.4 Bibliografía

- Acqua System. Manual Técnico 9° edición. Recuperado de : <http://grupodema.com.ar/bundles/app/front/images/Manual%20Acqua%20System%20sintetizado%2031-08-2020.pdf>
- Bonnet. Clasificación de los aceros inoxidables. Recuperado de: <http://www.bonnet.es/clasificacionacerinox.pdf>
- Material de clase de Laboratorio de Operaciones Unitarias. (2019). Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Mar del Plata, Mar del Plata, Argentina.
- Sanchang Pump, ZE Chemical Process Pump. Recuperado de: <http://www.csscpump.com/product/chemical-process-pump.html>
- Grundfos. Bomba BMS 30-26 HS-E-C-P-A - 99471222. Recuperado de: [https://product-selection.grundfos.com/product-detail.catalogue.applications.aumento%20de%20presi%C3%B3n.bms.bms%20hs%20pm.html?from\\_suid=1603894635734012498609498966329&pumpssystemid=1118107357&qcid=1118107643](https://product-selection.grundfos.com/product-detail.catalogue.applications.aumento%20de%20presi%C3%B3n.bms.bms%20hs%20pm.html?from_suid=1603894635734012498609498966329&pumpssystemid=1118107357&qcid=1118107643)
- TIMSA Técnica e Ingeniería de Mezclas. Agitadores de velocidad lenta Serie PA. Recuperado de: <https://www.timsa.com/wp-content/uploads/PDF/agitador-velocidad-lenta-pa-2.pdf>

- Cleaver Brooks. Recuperado de:  
<http://cleaverbrooks.com/products-and-solutions/boilers/industrial-watertube/a-style/index.html>
- Cleaver Brooks, Industrial Watertube Boilers. Recuperado de:  
<http://cleaverbrooks.com/docs/brochures/CB-8500-IWT-Brochure.pdf>
- TEFSA Técnicas de Filtración S.A. Filtros de vacío. Recuperado de:  
[https://gruptefsa.com/filtros\\_de\\_vacio/08-Filtros%20vaci%CC%81o.pdf](https://gruptefsa.com/filtros_de_vacio/08-Filtros%20vaci%CC%81o.pdf)
- Flottweg Separation Technology for the production of biodiesel. Recuperado de:  
[https://www.flottweg.com/fileadmin/user\\_upload/data/pdf-downloads/Biodiesel-EN.pdf](https://www.flottweg.com/fileadmin/user_upload/data/pdf-downloads/Biodiesel-EN.pdf)
- De la Rosa Almentero, A. y Marriaga Marimon A. R. “El análisis Pinch: integración y optimización en una planta de obtención de biodiesel”. Universidad de San Buenaventura, Facultad de Ingeniería, Arquitectura, Artes y Diseño, Programa de Ingeniería Química.
- Martín, A. y Mato, F. A. (2007). “Hint: An educational software for heat exchanger network design with the pinch method”. Department of Chemical Engineering and Environmental Technology, University of Valladolid, Facultad de Ciencias, Prado de la Magdalena s/n, 47011 Valladolid, Spain.
- Gómez-Acebo Temes, T. (2010). “Termodinámica. Cuaderno de tablas y diagramas”. Tecnum - Universidad de Navarra, España.
- <http://www.indubel.com.ar/pdf/gases/refrigerantes.pdf>

## CAPÍTULO 6

# Análisis económico

## **6.1. Objetivos**

Este capítulo tiene como objetivos primordiales presentar una estimación del costo de inversión requerido para el proyecto (CapEx) y del costo de operación (OpEx) para cada uno de los productos y subproductos para realizar una comparación con los precios del mercado analizados en capítulos precedentes. A su vez, debe analizarse la factibilidad del proyecto en términos de rentabilidad, utilizando diversos parámetros para su análisis, junto con la presentación de un cronograma preliminar del proyecto incluyendo etapas básicas como la puesta en marcha y prueba con agua, entre tantas otras.

## **6.2. Introducción**

La investigación de mercado realizada en el primer capítulo permitió establecer la probable cuantía de los productos a vender y como consecuencia de ello fija las bases mínimas para determinar la capacidad de la planta industrial a instalar, es decir, relacionada directamente con la inversión. Ésta a su vez influye sobre los costos de producción u operación, los que pueden afectar, dentro de ciertos límites, los precios de venta. En el presente capítulo se realizará el análisis de inversión y rentabilidad del proyecto.

A lo largo del capítulo en todos los casos en que se obtuvo información de precios en pesos argentinos se convirtió a dólares como: 1U\$S = 84 ARG\$.

## **6.3. Costo de inversión**

### ***6.3.1 Tamaño de la planta***

El tamaño de una planta industrial es la capacidad instalada de producción de la misma. Se expresa en cantidad producida por unidad de tiempo ó en función del volumen de materia prima que se procesa. Si bien hay numerosos factores que afectan al tamaño de una planta, se considerarán los siguientes parámetros:

- *Magnitud del mercado:* se analiza si las dimensiones del mercado potencial de consumo justifica la inversión de la planta. Por otro lado, también influye en esta variable el mercado de proveedores. Los períodos de disponibilidad y las fluctuaciones en el suministro de materias primas también pueden originar la necesidad de ajuste en el tamaño de la planta.
- *Economía de escala:* relaciona el tamaño de la planta con los costos de producción a través de una curva característica del tipo de industria. Cuanto mayor es la cantidad producida, menores son los costos unitarios de producción.
- *Escalas mínimas:* es la mínima producción posible en la cual a una empresa le interesaría producir para mantenerse competitiva en el mercado.

Para definir el tamaño de la empresa, se hará una comparación con Materia Hnos, la cual cuenta con un predio de 8 hectáreas en la ciudad de Mar del Plata. Esta planta produce ácidos grasos fraccionados a partir de sebo. Siendo que el presente proyecto tiene menos de la mitad de producción que Materia y no cuenta con planta de pretratamiento de materia prima, ni autogeneración de energía, se considerará que se requieren 3 hectáreas como tamaño inicial de la planta, adoptando un criterio conservador.

### **6.3.2 Localización de la planta**

El lugar donde se elige colocar la planta es una decisión estratégica donde deben evaluarse varios ítems. En el Capítulo 1 se había definido que la planta será instalada en la Provincia de Buenos Aires debido a la cercanía geográfica con el proveedor de materia prima (RBA Ambiental), localizada en el Parque Industrial Bella Vista. Además, dicha ubicación permite comercializar los productos mediante diversas vías, las cuales se encuentran cercanas al parque (vía marítima para exportación a través del puerto de Buenos Aires).

En la página web de la Red de Parques Industriales se puede encontrar la legislación sectorial para Parques Industriales localizados en la Provincia de Buenos Aires. Hay diversas leyes y decretos que hablan acerca de la promoción y desarrollo industrial de los parques.

Dentro de las leyes se puede destacar la número 13656. Esta Ley, en su Artículo 7 especifica que las empresas instaladas en los Parques Industriales de la Provincia de Buenos Aires reciben exenciones impositivas de hasta 10 años relacionadas con: impuesto inmobiliario, sobre los ingresos brutos (o el que en el futuro lo sustituya), sellos, automotores, sobre los consumos energéticos, y otros servicios públicos, de acuerdo a lo que determine la reglamentación. El Decreto 523 en el Capítulo II detalla las exenciones impositivas en las que puede estar incluida la planta.

Respecto a la adquisición del terreno, la Ley 13656 en su Artículo 5 determina la opción de comodato: "Las empresas y/o actividades de las mismas alcanzadas por los beneficios de la presente Ley podrán recibir en comodato y/o concesión de uso con opción a compra, por un máximo de diez (10) años, los predios de propiedad del Estado Provincial donde instala su planta industrial". A tal efecto, se propone comenzar la instalación de la planta en el terreno con la opción de comodato, comprometiéndose a la futura compra en un término de 5 años, evaluando la rentabilidad de la empresa.

Finalmente, dentro de la disponibilidad de parques industriales localizados en la Provincia de Buenos Aires, se opta por instalar la planta en el Parque Industrial de Pilar. La decisión se basa, además de todo lo explicado con anterioridad, a que es el Parque más grande del país con una cantidad considerable de empresas alimenticias y farmacéuticas, de fines similares al presente proyecto.

### **6.3.3 Inversión total (IT)**

La inversión total (IT) es la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación. Está compuesta por:

- Inversión fija total (IFT): Es la cantidad de dinero requerida para construir una planta de proceso en su totalidad, con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Es la suma de activos tangibles (maquinaria, terreno, edificios) e intangibles (patentes, conocimientos técnicos) que posee una planta.
- Capital de trabajo o capital de giro (IW): 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.

En términos de ecuación, se define la inversión total de la planta de la siguiente manera:

$$IT = IFT + IW$$

### 6.3.3.1 Inversión fija total (IFT)

La IFT es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso con sus servicios auxiliares y dejarla en condiciones de comenzar a producir. Es la suma de la inversión fija y el terreno de la planta, en términos de ecuación:

$$IFT = IF + Terreno$$

La inversión fija total presenta componentes directos e indirectos, los mismos son:

- Componentes directos
  - ★ Gastos de estudio e investigaciones previas del proyecto
  - ★ Equipos principales
  - ★ Instalación de los equipos
  - ★ Compra e instalación de cañerías
  - ★ Instrumentación y control
  - ★ Instalación eléctrica
  - ★ Construcción edilicia
  - ★ Servicios auxiliares
  - ★ Terreno y mejoras del terreno
  - ★ Gastos de puesta en marcha
  - ★ Intereses durante la construcción
  
- Componentes indirectos
  - Ingeniería y supervisión
  - Gastos indirectos de construcción
  - Honorarios del contratista
  - Contingencias

### 6.3.3.2 Inversión fija (IF)

La estimación de la inversión fija de un proyecto puede variar desde una aproximación rápida hasta un cálculo detallado preparado con exactitud. Los métodos para realizar dicha estimación son varios, entre los que se destacan el método del factor universal, método del factor de Lang y el método de estimación por factores. Se opta por este último para realizar el cálculo.

#### 6.3.3.2.1 Método de estimación por factores

Este método estima la inversión fija del sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso con instalación y determina una estimación de la inversión fija con un error de 10-15% del valor real.

El punto de partida en este método es la estimación de la inversión de los equipos principales de proceso con instalación que llamaremos IE.

$$IF = IE * (1 + \sum fi) * (1 + \sum fli)$$

Donde:

- IF: inversión fija (sin incluir el terreno) del sistema completo.
- IE: valor de los equipos principales instalados.
- fi: factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa.
- fli: factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta.

En la Tabla 8.5 perteneciente al Anexo del presente capítulo se muestran los factores de inversión directa e indirecta con el fin de detallar el rango de valores de cada uno de ellos.

#### 6.3.3.2.2 Índice de costos

Un inconveniente frecuente a la hora de estimar el precio de un equipo es que la información del mismo corresponde a años anteriores y 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 número adimensional que muestra la relación entre el precio de un bien en un tiempo "t" y el precio del mismo en un tiempo "t" base. Representando en ecuación:

$$\text{Precio presente} = \text{Precio original} * \frac{\text{Índice a tiempo presente}}{\text{Índice a tiempo del precio original}}$$

Dichos índices permiten una estimación correcta si el período de tiempo involucrado es menor de 10 años.

#### 6.3.3.2.3 Factor costo - capacidad

En general, la inversión fija no crece en la misma proporción que lo hace el tamaño. Por este motivo, cuando se dispone de datos para un proyecto similar, pero de diferente capacidad, pueden aproximarse los precios de plantas o equipos mediante la siguiente ecuación:

$$I_A = I_B * \left( \frac{Q_A}{Q_B} \right)^x$$

Donde:

- $I_A$  : Inversión deseada para la capacidad  $Q_A$ .
- $I_B$  : Inversión deseada para la capacidad  $Q_B$ .
- $x$  : Factor costo-capacidad.

#### 6.3.3.2.4 Equipamiento

Antes de comenzar con el cálculo de la inversión fija total de la planta, se deben especificar los valores de los equipos necesarios, incluyendo su instalación y, de ser necesario, importación de los mismos.

##### ❖ Reactores

Como es sabido, debe estimarse el costo de los dos reactores de la planta, por lo tanto el reactor de hidrólisis se supone un reactor encamisado sin agitación, mientras que el reactor de glicerólisis, un reactor agitado y encamisado. Considerando que ambos deben ser construidos de acero inoxidable debido a las prestaciones posteriores de los productos en el rubro alimenticio, cosmético y/o farmacéutico, se seleccionó el acero inoxidable 304.

Para el reactor de hidrólisis, cuyo volumen es de 22 m<sup>3</sup> y opera a una presión de 4500 kPa, su precio es de 322100 U\$D. Por otro lado, para el reactor de glicerólisis que trabaja a presión atmosférica y su capacidad es de 3.053 m<sup>3</sup>, se estima un precio de 117300 U\$D. A su vez, el agitador utilizado es de tipo turbina construido de acero inoxidable con una potencia de 1.5 kW, su precio estimativo es de 6300 U\$D. En total, el costo del reactor junto con su agitador es de 123600 U\$D. Cabe aclarar que todos los precios informados pertenecen al año 2014.

##### ❖ Destilador molecular

Para estimar el valor del destilador molecular se debe tener en cuenta el caudal volumétrico procesado en este equipo. Dado que esta clase de equipos se diseñan a medida de acuerdo con los requerimientos operativos, se estima el precio del destilador molecular en base a un equipo de funcionamiento similar. Por ejemplo, se decide estimar el precio de una columna empacada de destilación con base en un gráfico realizado en 1998. El mismo puede observarse en la siguiente figura:

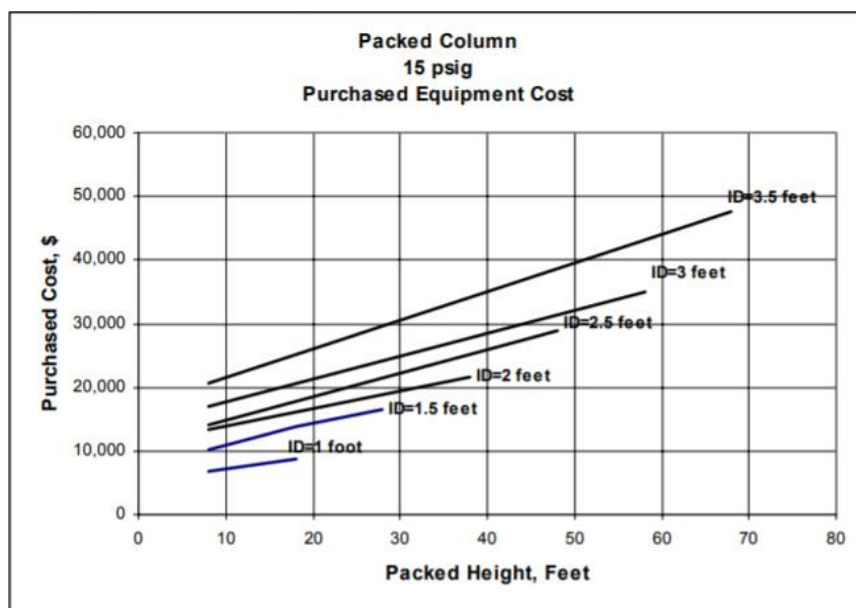


Figura 6.1. Estimación del precio del destilador molecular.



Para realizar la estimación se requiere tanto el diámetro como la altura del destilador molecular. Recordando que el mismo fue simulado en Unisim Design como un destilador flash, el mismo simulador arroja los resultados de las medidas faltantes:

- Diámetro = 1 m (3.5 ft)
- Altura = 10 m (32.8 ft)

Adoptando un criterio conservador ya que las simulaciones realizadas por Unisim pueden distar de las medidas reales del equipo, se decide intersectar la curva cuyo parámetro es 3.5 ft con el valor de 40 ft correspondiente al eje de las abscisas. Esto otorga un valor de 35000 U\$D cuyo año base es 1998.

#### ❖ *Cristalizadores*

La estimación del valor de los cristalizadores se hará teniendo en cuenta el volumen de los mismos: 25 m<sup>3</sup> cada uno. A su vez, cada cristalizador posee un agitador tipo hélice de acero inoxidable que trabaja con una potencia de 0.55 kW. Todos los precios fueron estimados en base al año 2014, siendo informado a continuación:

$$\text{Precio de cristalizadores} = 3 * (428300 \frac{\text{USD}}{\text{cristalizador}} + 8100 \frac{\text{USD}}{\text{agitador}}) = 1309200 \text{ U\$D}$$

#### ❖ *Compresores*

El costo de los compresores depende de la potencia que consumen, que está íntimamente relacionada con el caudal que impulsan y la presión requerida. La planta química cuenta con un total de 3 compresores que pertenecen al sistema de refrigeración de los cristalizadores, pero se adiciona un compresor con el fin de proporcionar aire a las diferentes válvulas neumáticas colocadas a lo largo de la planta. En la siguiente tabla puede observarse el precio de cada uno de los compresores, todos estimados en el año 2014 como compresores centrífugos que operen a presiones elevadas (por ejemplo, a 40 bar), a excepción del último que trabaja a presión atmosférica.

Tabla 6.1. Precio de los compresores.

Compresor	Potencia (HP)	Precio (U\$D, año 2014)
1	19.209	21100
2	20.004	21800
3	13.799	16200
4	1	1300
<b>Precio total (U\$D, año 2014)</b>		<b>60400</b>

❖ *Bombas*

Se requieren un total de 3 bombas críticas a lo largo de la planta, cuyas funciones se han definido en el Capítulo 5. La cotización de 2 de ellas se realiza en base al siguiente gráfico del año 1986.

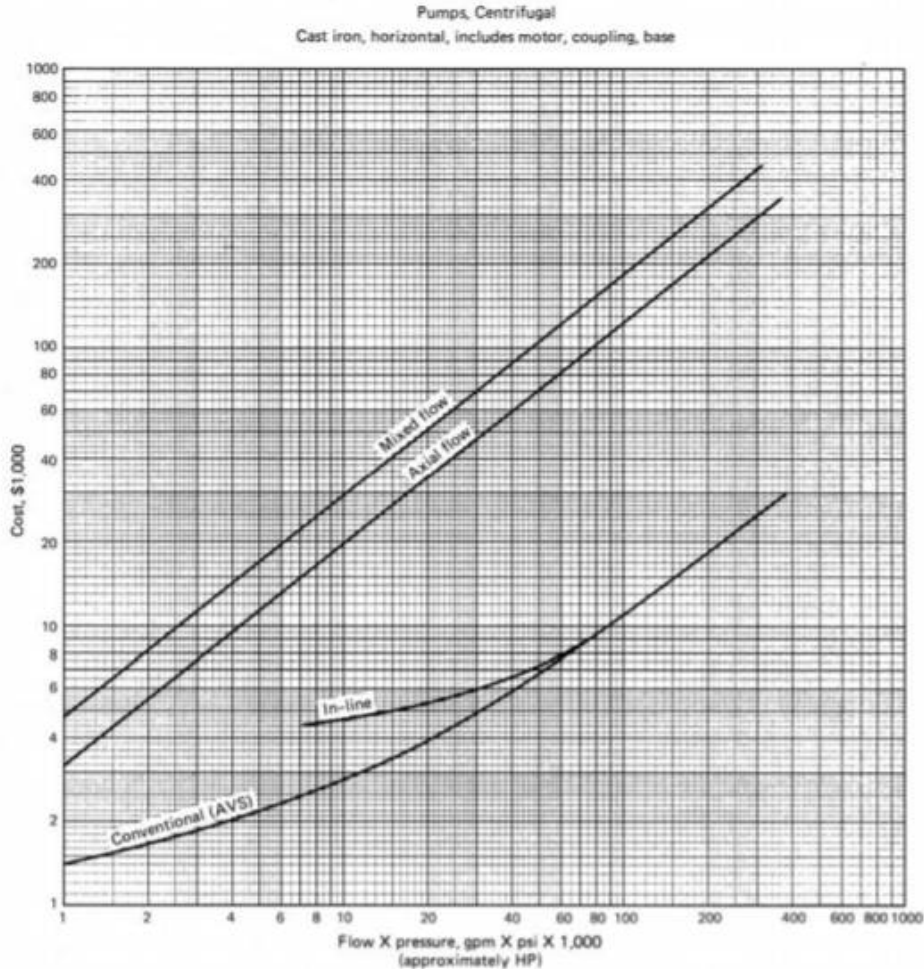


Figura 6.2. Gráfico para la cotización de las bombas utilizadas en la planta.  
*Chemical engineering economics*

De acuerdo con la potencia consumida por la bomba (eje de abscisas) y el tipo de flujo (parámetro que conforman las diferentes curvas) puede estimarse el precio. A su vez, de acuerdo al tipo de material y la presión de trabajo, pueden multiplicarse por los siguientes factores:

<b>Factors:</b>					<b>Pressure factor:</b>			
	<u>Conven-</u>		<u>Axial</u>	<u>Mixed</u>		<u>to 150</u>	<u>150-</u>	<u>500-</u>
	<u>tional</u>	<u>In-line</u>	<u>Flow</u>	<u>Flow</u>		<u>psi</u>	<u>500 psi</u>	<u>1000 psi</u>
Size exponent	1.30	1.27	0.79	0.79	In-line	1.00	1.48	1.92
Installation	1.5	1.75	1.58	1.32	Conventional	1.0	1.62	2.12
Module factor	1.4	1.3	2.05	1.70				
Cast steel	2.0	1.6						
316 stainless	1.3							
Copper alloy	3.6							
Nickel alloy	5.7							
Titanium								

<b>Factors:</b>	
Conventional:	APS/AVS = 1.6
In-line:	vertical/horizontal = 0.89
Mixed, axial flow:	vertical/horizontal = 1.12

Figura 6.3. Cotización de las bombas utilizadas en la planta

En la Tabla 6.2 se presenta la información necesaria para calcular el precio de las bombas, considerando in-line y teniendo en cuenta el material de construcción (en todas se utiliza acero inoxidable 316 SS) (1.6), la presión de salida para el factor de presión (1.92), el factor horizontal (0.89) y la potencia consumida expresada en HP. Los precios de las bombas que impulsan la materia prima hacia el reactor de hidrólisis y el agua hacia el intercambiador fueron estimadas mediante el gráfico precedente. La última bomba crítica, encargada de elevar la presión de ácidos grasos desde el destilador molecular hacia el primer cristizador fue estimada mediante otro método, diferente al descrito anteriormente, cuyo año de base para el cálculo es el 2014.

Tabla 6.2. Precio de las bombas.

Bomba	Potencia (HP)	Precio (U\$D)
Materia Prima a Hidrólisis	13.156	13670.4*
Agua a intercambiador	47.3	19138.6*
Ácidos grasos a Cristizador	0.23	8300**

\* Estimación realizada en base al año 1986.

\*\* Estimación realizada en base al año 2014.

Es importante aclarar que tanto la primera bomba como la última colocada en la tabla deben hacerse a medida por un fabricante especializado, es por ello que la estimación de su precio se ha realizado incluyendo ciertas suposiciones como el tipo de flujo y la posición de la bomba.

#### ❖ *Caldera*

La planta cuenta con una caldera acuatubular de acero al carbono, que trabaja con gas natural, con la finalidad de producir vapor a una presión de 45 bar. Se requiere que la producción del mismo sea de 7114 kg/h. El precio de la misma basada en una estimación al año 2014 es de 1016900 U\$D.

#### ❖ *Decantador centrífugo*

En el proceso de purificación de la mezcla de mono y diglicéridos resulta imprescindible la utilización de un separador centrífugo, con el objetivo de retirar el glicerol presente en la mezcla y aumentar la pureza del producto. Recordando las condiciones de operación (presión atmosférica y 90 °C), el costo estimado en el año 2014 para un decantador de 33 in de diámetro es de U\$D 32400.

#### ❖ *Filtros*

En la planta se dispone de 3 filtros en el sistema de cristizadores con el fin de separar y purificar los ácidos grasos para obtener la pureza necesaria. Puede haber 2 tipos de filtros comúnmente usados para este tipo de industria: rotativos de vacío o prensa de membrana. En el Capítulo 4 se han descrito ambos, señalando características y diferencias

entre ambos, mientras que en el Capítulo 5 se ha optado por utilizar filtros continuos rotativos. Recordando las condiciones de operación de los mismos ( $P_{atm}$  y una temperatura entre 2 y  $-8^{\circ}C$ ), el material de construcción (acero inoxidable 316) y un área de filtrado de  $10\text{ m}^2$ , se estima el precio de los mismos teniendo en cuenta la forma del mismo (tipo tambor). El precio de cada filtro continuo de vacío es de 179100 U\$D, con base en el año 2014.

Por último, resta definir el precio de los filtros que se encuentran en la parte de purificación de la mezcla de mono y diglicéridos, junto con el de entrada al proceso. En los 3 casos se utilizan filtros gravitatorios, sin embargo para el caso de la parte de purificación de la mezcla se cotiza a los mismos con un área de filtración de  $1\text{ m}^2$ , cuyo material es acero inoxidable. El precio de estimación con base en el año 2014 resulta de 60100 U\$D cada uno. En el caso del filtro utilizado para separar impurezas sólidas a la entrada del proceso, el material es el mismo pero el área de filtrado es aún mayor ( $5\text{ m}^2$ ). Para este caso, el precio estimado es de 132600 U\$D, también con base en 2014.

#### ❖ Eyectores

El sistema de 4 eyectores y condensadores colocados en el destilador molecular tienen una función específica: realizar el vacío necesario en el equipo para realizar la separación de ácidos grasos y triglicéridos sin reaccionar.

Para estimar el costo de los eyectores es necesario conocer el caudal de aire que requieren. Según valores de referencia que se hallaron en bibliografía para una refinería, una buena estimación del valor de caudal de aspiración es  $6.2\text{ kg/h}$  de aire. Entrando con dicho valor al gráfico de la Figura 6.4, en las unidades correspondientes, y considerando la curva "Steam Jet Ejectors Stage; no condenser", se puede obtener el costo de un eyector: 30000 U\$D. Posteriormente, se afecta el valor por los siguientes factores:

- Material de construcción: Acero inoxidable (2)
- Condensador barométrico (1.3)
- Número de etapas : 4 (2.5)

$$Costo_{EYECTORES} = 2.5 * 1.3 * 2 * 30000\text{ U\$D} = 195000\text{ U\$D}$$

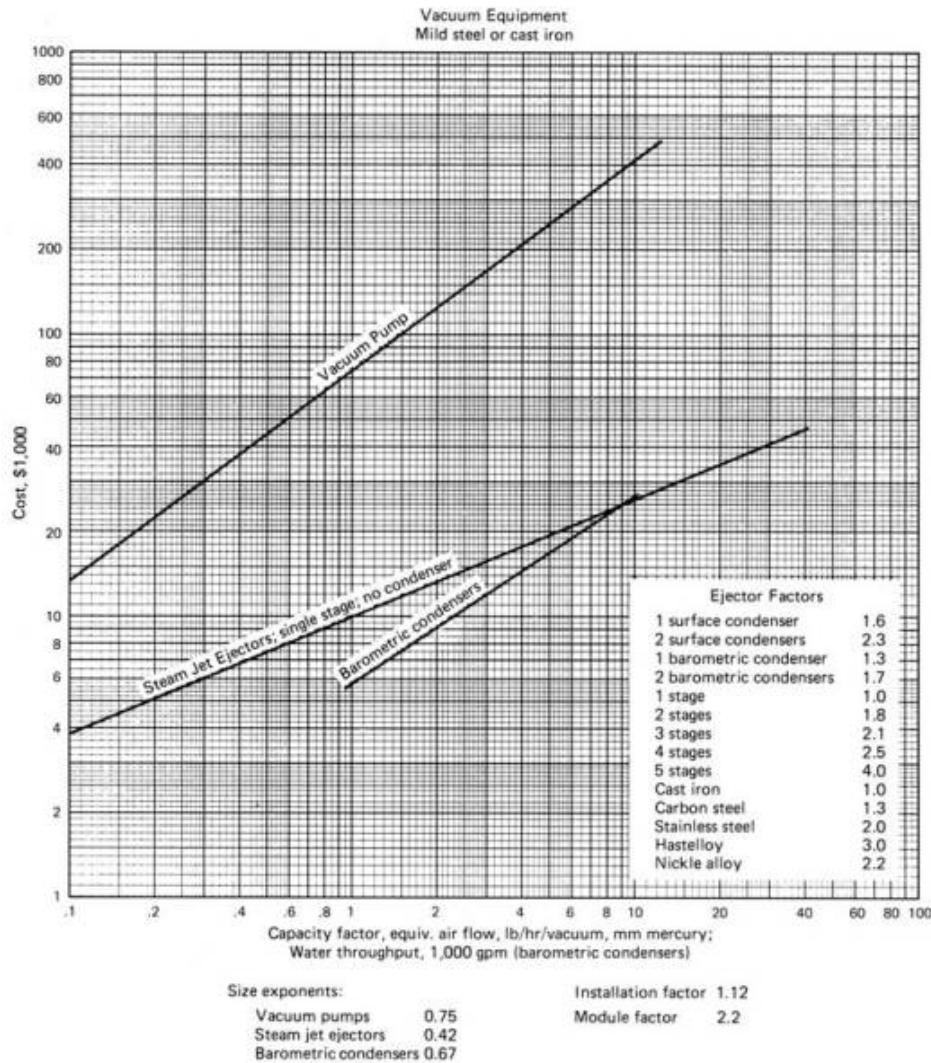


Figura 6.4. Gráfico Caudal de aire vs. Costo para un sistema de eyectores.  
*Chemical engineering economics.*

❖ *Intercambiadores de calor*

La red de intercambiadores de calor fue diseñada y detallada en el Capítulo 5. Recordando brevemente, consta de 9 intercambiadores dispuestos de manera tal de minimizar los requerimientos energéticos y reducir el área de intercambio con el fin de tener un menor gasto. A continuación se citan los equipos junto con su área de transferencia y su precio, recordando que se han elegido intercambiadores de calor de tubo y coraza. El precio estimado con el programa Hint tiene como año base 2007.

Tabla 6.3. Precio de la red intercambiadores de calor .

Intercambiador	Área (m <sup>2</sup> )	Precio (U\$D, año 2007)
1	23,17400	12904
2	0,45194	5127,65
3	97,77010	27347,40
4	0,858698	5426,94
5	3,2268	6688,9
6	35,12660	15710,5
7	13,5085	10291,3
8	0,531883	5191,37
9	0,471389	5143,44
<b>Precio total (U\$D, año 2007)</b>		<b>93831.5</b>

❖ *Separador Flash*

Dicho equipo se utiliza luego del reactor de hidrólisis con el fin de separar gran parte del agua presente en la corriente que sale por la parte inferior del proceso Colgate - Emery. Se estimó con Unisim Design que el diámetro del equipo es de 71 in (1.8 m) y por lo tanto el costo estimado es de U\$D 18400 (año 2014).

❖ *Tanques de almacenamiento*

Los precios de los tanques para almacenar los distintos fluidos que componen la planta fueron estimados teniendo en cuenta su volumen y el material de construcción. Teniendo en cuenta dichos parámetros, en la Tabla 6.4 se informan los precios estimados en el año 2014.

Tabla 6.4. Precio de los tanques de almacenamiento .

Tanque	Volumen (m <sup>3</sup> )	Material	Cantidad	Tipo	Precio unitario (U\$D)	Precio total (U\$D)
Materia prima (AVU de soja)	960	Acero Inoxidable	10 de 100 m <sup>3</sup>	Vertical	93000	930000
Agua	200	Polipropileno	1 de 200 m <sup>3</sup>	Vertical	105400	105400
Ácido Linoleico	428	Acero Inoxidable	4 de 100 m <sup>3</sup>	Vertical	93000	418800
			1 de 30 m <sup>3</sup>	Vertical	46800	
Ácido Oleico	129	Acero Inoxidable	1 de 100 m <sup>3</sup>	Vertical	93000	139800
			1 de 30 m <sup>3</sup>	Vertical	46800	
NaOH	0.291	Acero al carbono	1 de 0.3 m <sup>3</sup>	Vertical	20400	900
Mezcla MG y DG	177	Acero Inoxidable	2 de 100 m <sup>3</sup>	Vertical	93000	186000
Carbón Activado	18.09	Acero al carbono	1 de 20 m <sup>3</sup>	Vertical	13200	13200
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0.027	Acero al carbono	1 de 0.03 m <sup>3</sup>	Vertical	200	200
<b>Precio total (U\$D, año 2014)</b>						<b>1794300</b>

#### 6.3.3.2.5 Instalación de equipos

Una vez adquiridos los equipos, es necesaria su instalación en la planta. Este monto es función de la complejidad de los equipos, del tipo de planta donde se instale, y también debe tenerse en cuenta si se requiere de personal calificado y/o extranjero. Dependiendo el tipo, se tiene la siguiente clasificación:

Tabla 6.5. Tipos de instalaciones de equipos.

Tipo de instalación	% del precio del equipo
Ingeniería inmediata	20 %
Ingeniería compleja	37.5 %
Instalación compleja	55 %
Instalación del exterior	90 %

Analizando los equipos y su tipo de instalación, se decide adoptar un criterio conservador y elegir una ingeniería compleja de los equipos (37.5%), debido a la instalación

de alguno de ellos que requiere un trabajo más sofisticado (destilador molecular, bomba de vacío, reactor de hidrólisis, decantador centrífugo).

La mayoría de los precios de los equipos sin instalar tienen una cotización en un año diferente al actual. Por ello se utiliza la corrección del valor por un índice de costos de equipos de 2019 y otro índice del año en el cual se realizó la estimación. Los valores de los índices podrán observarse con mayor detalle en la Tabla 8.6 del Anexo.

Por otra parte, se hace una mención especial para aquellos equipos que deban ser adquiridos del exterior o importados. Para estos los gastos a considerar son:

- Flete y seguro desde el lugar de origen a puerto en destino
- Gastos de nacionalización: Depende del % sobre el precio FOB que pague cada equipo. Los derechos de importación, en general, van desde 0% a 18%, dependiendo la posición arancelaria
- Flete y seguro desde el puerto de destino al lugar de instalación.

Dado que no se cuenta con información detallada sobre los ítems anteriores, se asume que el precio del equipo a importar es un 30% mayor del valor FOB del mismo. En la siguiente tabla se informan los precios de los equipos en el año actual, junto con aquellos que son importados, cuyo distintivo radica en el color anaranjado sobre el nombre del equipo.

Tabla 6.6. Método para estimar IF por factores directos e indirectos.

Equipo	Precio al año base (U\$D)	Año de precio	Precio al año 2019 (U\$D)
Reactor Hidrólisis	322100	2014	438344
Reactor Glicerólisis (c/agitador)	123600	2014	168206
Destilador Molecular	35000	1998	54062
Cristalizadores (c/agitadores) (3)	1309200	2014	1781682
Compresores (4)	60400	2014	63229
Bomba de TG (45 bar)	13670.4	1986	35726
Bomba de AG (0.1 kPa)	8300	2014	11295
Bomba de agua (45 bar)	19138.6	1986	50016
Decantador Centrífugo	32400	2014	33918
Caldera	1016900	2014	1383893
Filtros (6)	790100	2014	827109
Eyectores (4)	195000	1986	392007
Intercambiadores de calor (9)	93831.5	2007	112073
Separador Flash	18400	2014	19262
Tanques de almacenamiento	1794300	2014	1878347



Para la instalación se debe tener en cuenta que cada equipo tiene distinto grado de complejidad, por lo tanto se hace un promedio entre el valor a adicionar correspondiente a ingeniería inmediata y del exterior, resultando una ingeniería compleja con un valor a adicionar de 37.5%. A continuación se calcula el precio de los equipos teniendo en cuenta la instalación de los mismos:

Tabla 6.7. Precios de los principales equipos de la planta.

<b>Precio de equipos sin instalación</b>	7249170 U\$D
<b>Precio de equipos con instalación (Ingeniería Compleja)</b>	9967608 U\$D

#### 6.3.3.2.6 Cálculo de la inversión fija total (IFT)

Haciendo uso de la ecuación del método de estimación por factores puede estimarse el valor de la inversión fija. Sin embargo, resta conocer los valores de los factores directos e indirectos que componen el cálculo. Para ello se utiliza la Tabla 8.5 que se encuentra en el anexo. Con tal fin, en la siguiente tabla se colocará el valor de cada factor con su respectiva justificación:

Tabla 6.8. Factores directos e indirectos para el cálculo de IF.

Tipo de Inversión	Factor	Valor del factor	Justificación
Directa	f1	0.2	Proceso mixto
	f2	0.075	Control parcialmente automatizado
	f3	0.4	Construcción semiabierta
	f4	0.025	Escasa adición de planta de servicios
	f5	0.1	Conexiones entre unidades de proceso dispersas (depósitos)
	$\Sigma f_i$	0.8	
Indirecta	fl1	0.425	Ingeniería compleja
	fl2	0.025	Unidad comercial grande
	fl3	0.25	Variaciones imprevistas
	$\Sigma fl_i$	0.7	

La inversión fija resulta ser:

$$IF = 9967608 * (1 + 1.05) * (1 + 0.7) = 30500882 \text{ U$D}$$

Como se ha definido anteriormente, el terreno se adquiere en comodato con una opción de compra posterior, por lo tanto, su valor es nulo. Esta aclaración resulta de gran importancia pues queda definida la inversión total de la planta:

$$IFT = IF + Terreno = 30500882 \text{ USD} + 0 \text{ USD} = 30500882 \text{ USD}$$

### 6.3.3.3 Capital de trabajo (Iw)

Es el capital necesario para que, una vez que la planta esté instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios previos. Está compuesto por los siguientes rubros:

- Inventarios:
  - ❖ Materias primas
  - ❖ Productos en curso de elaboración
  - ❖ Productos semielaborados o por aprobar
  - ❖ Productos terminados
  - ❖ Existencia de repuestos y materiales de operación (almacenes).
  
- Caja. Es el efectivo que la empresa debe tener disponible para hacer frente a la operación de la planta en los pagos de las materias primas, los salarios y los servicios.
  
- Créditos a compradores. Corresponden al dinero a cobrar por el producto entregado a ciertos compradores. Cada empresa tiene su situación propia, que puede variar desde 30, 60 hasta 365 días
  
- Créditos de proveedores. Dinero que debe restarse del valor final del capital de trabajo bruto.

Finalmente se debe hacer una estimación del capital de trabajo, y para ello hay varias formas. Estas dependen básicamente de la información que se conozca del proyecto. En este caso, es una buena estimación suponer que el capital de trabajo será el 10% de la IFT.

$$IW = 0.1 * IFT = 3050088 \text{ USD}$$

### 6.3.3.4 Cálculo de la inversión total (IT)

Haciendo uso de la ecuación 1 se procede a calcular la inversión total de la planta.

$$IT = IFT + IW = 30500882 \text{ USD} + 3050088 \text{ USD} = 33550970 \text{ USD}$$

## 6.4. Precio de venta

A partir del estudio de mercado se fijaron los precios de venta para cada producto de la planta. En la Tabla 6.9 se informan las ventas totales para la capacidad de diseño, recordando que los precios de venta de los productos fueron informados en el Capítulo 1.

Tabla 6.9. Precio de venta de los productos.

Producto	Producción de diseño (tn/año)	Precio de venta (U\$/tn)	Ventas (U\$/año)
Ácido linoleico	19819.5	1498	29689611
Ácido oleico	5908.6	1030	6085879
Mono y diglicéridos	8389.5	1220	10235190
<b>Ventas totales (U\$/año)</b>			<b>46010680</b>

## 6.5. Costo de operación

Los costos de producción son los gastos involucrados en mantener un proyecto en funcionamiento. Pueden dividirse en dos grandes categorías: costos variables, que son proporcionales a la producción, y los costos fijos, que son independientes de la producción.

La estimación de costos permite, conjuntamente con otras variables económicas, determinar la rentabilidad de un proyecto. Contribuye a realizar inversiones que sean rentables y seleccionar entre varias alternativas, aquella que tenga mayor retorno sobre la inversión.

### 6.5.1. Costos variables

Los costos variables totales dependen de las unidades producidas en la unidad de tiempo considerada, por lo tanto se calculan los costos para la capacidad de diseño de la planta (100 %) para luego afectarlos por el porcentaje de operación de la planta en el año de trabajo.

#### ❖ *Materia prima*

Se tendrá en cuenta el precio unitario de las materias primas y la cantidad necesaria para la producción de diseño de la planta.

Tabla 6.10. Costo de materia prima.

Materia prima	Cantidad (tn/h)	Precio (U\$/tn)	Costo (U\$/año)
AVU de soja	5.143	284.7*	12826498
NaOH	0.00032	575**	1628
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0.000107	815***	901
Carbón Activado	0.05385	1626	767026
<b>Precio total (U\$D)</b>			<b>13596054</b>

\*Considerando un precio estimativo de 22 ARG\$/litro.

\*\*Industrial grade, 99%.

\*\*\* Industrial grade, 85%.

#### ❖ *Empaque*

Son los gastos en los que se incurre para contener el producto para su comercialización. Se producen y comercializan 3 productos: ácido linoleico, ácido oleico y mezcla de mono y diglicéridos. Como la venta de los mismos se realiza a granel, el costo de empaque es nulo.

#### ❖ *Mano de obra y supervisión*

Incluye el sueldo de los obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la fabricación del producto. Las dos variables que regulan este rubro son: costo de la hora-hombre y número de horas-hombre. Al costo básico de la hora-hombre que se estima de acuerdo a los convenios laborales vigentes, deberán adicionarse las cargas sociales que normalmente están a cargo del empleador (vacaciones, feriados pagos, ausentismo, enfermedades y accidentes, obra social, previsión y aguinaldo).

La supervisión comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. Depende de la cantidad de personal, la complejidad de la operación y el nivel de calidad de los productos. También en este caso deben incluirse las cargas sociales sobre el sueldo básico.

Para determinar el número de horas-hombre, Henry Wessel desarrolló un método que establece relaciones exponenciales entre las etapas del proceso y la producción. Contemplando la capacidad de diseño de 2.94 tn/h (70.6 tn/día) de producto y que el proceso presenta condiciones intermedias, a partir del gráfico de la Figura 6.5 se tomará 45 horas-hombre/día por etapa del proceso. Se establece que el proceso cuenta con cuatro etapas.

Según datos proporcionados por la empresa QM Equipment situada en el Parque Industrial Gral. Savio, Mar del Plata, el valor de hora hombre para operarios y técnicos es de 16 U\$D. Por otro lado, se estima que el costo de supervisión es un 20% del costo de mano de obra. Por lo tanto el costo de producción por mano de obra y supervisión queda:

$$\begin{aligned} \text{Costo MO y sup.} &= \left( 45 \frac{h}{\text{día} \cdot \text{etapa}} * 4 \text{ etapas} * 365 \frac{\text{días}}{\text{año}} * 16 \frac{\text{USD}}{h} \right) * 1.2 \\ &= 1261440 \text{ USD/año} \end{aligned}$$

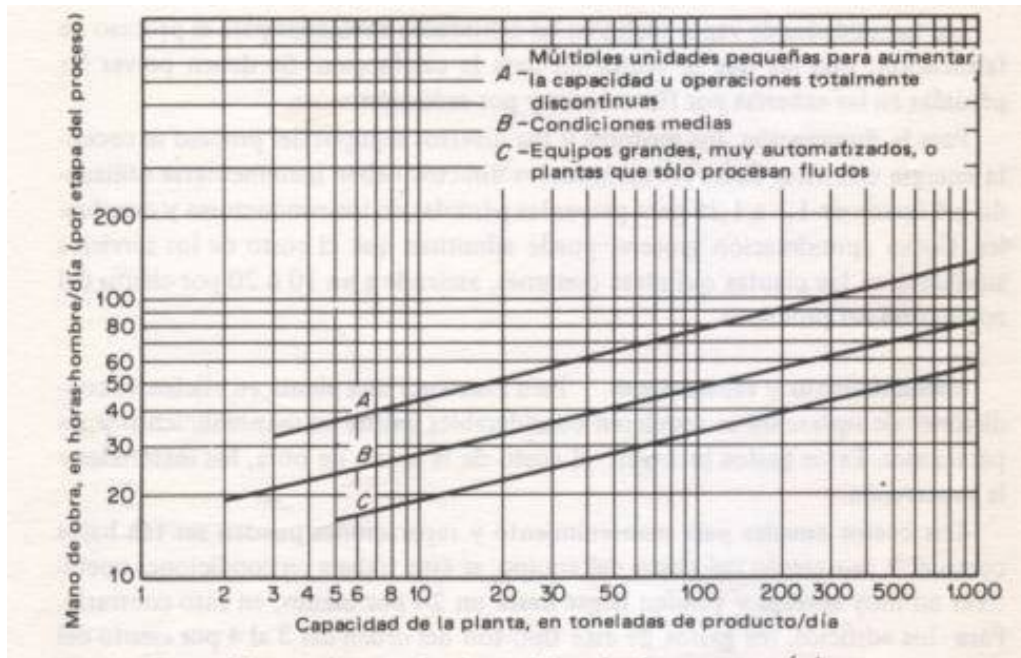


Figura 6.5. Requerimientos de mano de obra en industrias de procesos químicos.

❖ Servicios

→ Energía eléctrica

Los principales usos finales de la energía en la planta son: motores, bombas, agitadores, compresores y sistema de vacío. A su vez, la iluminación de la planta es otro factor importante de consumo eléctrico que debe ser tenido en cuenta.

Para el cálculo del costo es necesario estimar la potencia consumida por los equipos eléctricos. En base al valor calculado se analizará el tipo de demanda, y el tipo de tensión consumida (baja/media/alta). A la potencia instantánea total requerida para alimentar los equipos principales, se le suma un 5% para la iluminación de la planta y un 10% por aquellos equipos que no están considerados en los cálculos de potencia porque no fueron diseñados. Cabe aclarar que el gasto energético de todos los equipos principales de la planta fue detallado en el Capítulo 5, otorgando un valor de 97 kW. A dicho valor, se le adiciona un 15% por las consideraciones ya mencionadas, obteniendo la siguiente potencia:

$$\text{Potencia} = 112 \text{ kW.}$$

En este caso como el consumo es mayor a 50 kW, es de gran demanda, por lo tanto se contratará una potencia de 120 kW, considerando un pequeño sobredimensionamiento para evitar multas. Al ser el consumo menor de 300 kW, no se justifica invertir en un transformador para contratar media tensión, por lo tanto se utilizará baja tensión, aunque el costo del kWh sea mayor. Por lo tanto, la categoría es "Tarifa 3", baja tensión < 300 kW. Dado que el tendido eléctrico del parque industrial de Pilar pertenece a Edenor, se utilizará el cuadro tarifario de la empresa que se presenta en la Tabla 6.11.

El valor del kWh depende de la hora del día en que los equipos consumen energía eléctrica. Dado que el proceso productivo es continuo, la planta trabajará 24 hs. Por lo

tanto, se considera que de 18 a 23 hs el consumo se denomina “pico”, de 23 a 6 hs se denomina “valle” y de 6 a 18 hs se denomina “resto”.

Tabla 6.11. Cuadro tarifario de Edenor.

Tarifa 3 - BT < 300 kW potencia contratada		EDENOR
Cargo Fijo	\$/mes	4.221,35
Cargo por Potencia Contratada	\$/kW-mes	444,05
Cargo por Potencia Adquirida	\$/kW-mes	75,88
Cargo Variable Pico	\$/kWh	2,500
Cargo Variable Resto	\$/kWh	2,395
Cargo Variable Valle	\$/kWh	2,292

Considerando que la planta opera los 365 días del año, se calcula en la Tabla 6.12 el costo variable de energía eléctrica. Los cargos fijos, al igual que los cargos por potencia contratada y adquirida se considerarán posteriormente en los costos administrativos, ya que son independientes de la producción.

Tabla 6.12. Consumo eléctrico.

Potencia	Consumo (kWh)	Costo (U\$/año)
Pico	560	6083.3
Resto	1344	13986.8
Valle	784	7808.1
<b>Total (U\$/año)</b>		<b>27878</b>

→ Vapor de agua

Como se analizó previamente, se dispondrá de una caldera generadora de vapor saturado a 45 bar la cual utilizará gas natural como combustible. La cantidad de vapor a generar es de 7.114 tn/h, y por lo tanto, la potencia será de 3336 kW.

Para calcular el caudal de gas natural que se utilizará, es necesario conocer su poder calorífico superior (PCS) y la eficiencia del combustible, para que, junto con la potencia calórica, se obtenga el valor deseado tal como se expresa a continuación.

$$Q = \frac{Potencia}{PCS * \eta_t} [=] \frac{m^3}{h}$$

Según el Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS), el PCS tiene un rango de valor entre 8850-10200 kcal/m<sup>3</sup>. En este caso se tomará el límite más bajo para ser conservadores.

Por otro lado, dado que para conocer la eficiencia del combustible se deben realizar cálculos respecto al calor generado y las pérdidas de calor, y son datos que no se encuentran disponibles, se utilizará la eficiencia térmica. A modo de aclaración, se expresan las definiciones a continuación.

$$\text{Eficiencia térmica} = \frac{\text{Calor total absorbido}}{\text{Calor total generado}}$$

$$\text{Eficiencia del combustible} = \frac{\text{Calor total absorbido}}{\text{Calor total generado sólo por la combustión del combustible}}$$

La diferencia entre las expresiones se encuentra en el calor total generado, siendo que la eficiencia del combustible contempla sólo la generación por combustión del combustible, mientras que la eficiencia térmica tiene en cuenta, además, las correcciones por las diferencias entre la temperatura de diseño y las temperatura reales. Si bien conceptualmente no son iguales las definiciones, a fines prácticos los valores de ambas son similares.

Para el cálculo, también se debe tener en cuenta la cantidad requerida de exceso de aire. Para asegurar una combustión completa dentro de este tipo de caldera, que funciona a gas natural y con tiro forzado, la Norma API 560 establece que el valor del exceso debe ser de un 15%. Con los datos mencionados, obtenemos la eficiencia energética del gráfico de la Figura 6.6, el cual tiene en cuenta una temperatura de salida de gases de 220 °C.

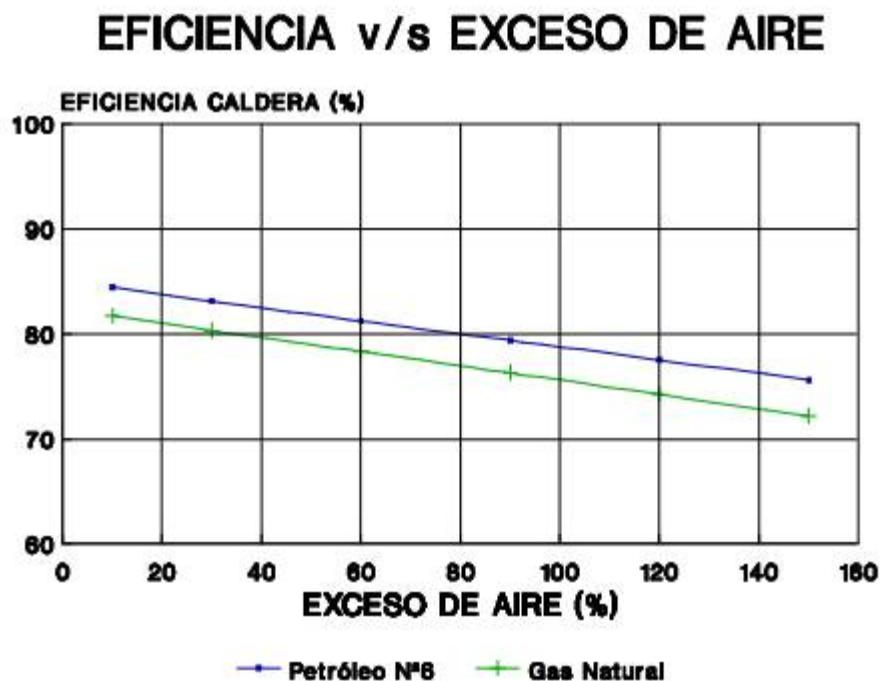


Figura 6.6. Eficiencia v/s exceso de aire para el petróleo y gas natural.

Por lo tanto, dado que:

- $\eta = 0.81$
- $\text{PCS} = 8850 \text{ kcal/m}^3 = 10.286 \text{ kWh/m}^3$
- $\text{Potencia} = 3336 \text{ kW}$

$$Q = 400.4 \text{ m}^3/\text{h}$$

El precio del m<sup>3</sup> de gas es U\$D 0.119, por lo tanto el gasto de gas para producir el vapor necesario para el correcto funcionamiento de la planta es de:

$$\text{Costo de vapor} = 400.4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} * 365 \frac{\text{días}}{\text{año}} * 0.119 \frac{\text{U\$D}}{\text{m}^3} = 417393 \text{ U\$D/año}$$

→ Agua

La planta consume agua potable de la red que luego es tratada en una columna de intercambio iónico. No existe un costo variable por m<sup>3</sup> de agua consumida, sino que el ente regulador correspondiente cobra un impuesto fijo según los m<sup>2</sup> de la planta, que se tendrá en cuenta en el costo de administración y dirección. Por otro lado, en el costo variable de energía eléctrica se tiene en cuenta la potencia consumida por la columna de intercambio.

❖ Costo de mantenimiento

Este rubro incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) empleados en planes de mantenimiento preventivos y en reparaciones debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento. Dicho costo puede estimarse anualmente como un porcentaje de la inversión fija de la planta, ayudándose de la siguiente tabla para su estimación:

Tabla 6.13. 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 complejos, con corrosión considerable, alta instrumentación.	3 - 5	4 - 6	7 - 11

Considerando un proceso simple, se toma un valor del 3% de la inversión en equipos y el costo de mantenimiento es:

$$\text{Mantenimiento} = 0.02 * \text{Inversión en equipos s/instalación} = 144983 \text{ U\$D}$$

❖ Suministros

Incluye los materiales usados por la planta industrial excluyendo los ítems que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. Se puede estimar como el 20% del costo de mano de obra directa, como el 15% del costo de mantenimiento, como el 0,5 a 1% de la inversión fija de la planta o bien como el 6% del costo de operación. Optando por la primera opción, el costo de suministros es el siguiente:

$$\text{Suministros} = 0.2 * \text{MO} = 210240 \text{ U\$D}$$



#### ❖ Laboratorio

Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos. En la planta no se considera necesario la instalación de un laboratorio, por lo tanto, en caso de necesitar algún análisis de este tipo, se tercerizan los ensayos. Dicho ítem puede ser calculado como un 2 a 20% de la mano de obra, optando por elegir un 5% como valor adecuado. Su valor es:

$$\text{Laboratorio} = 0.05 * MO = 52560 \text{ USD}$$

#### ❖ Regalías y patentes

Cualquier licencia de producción que deba pagarse sobre la base de producción debe ser considerada como un costo de producción. No se consideran costos de regalías o patentes.

Luego de estimar cada uno de los costos variables, a modo informativo en la Figura 6.7 se observa que porcentaje representa cada uno de ellos en el total de los costos mediante un gráfico de torta. El costo variable predominante es el de materia prima.

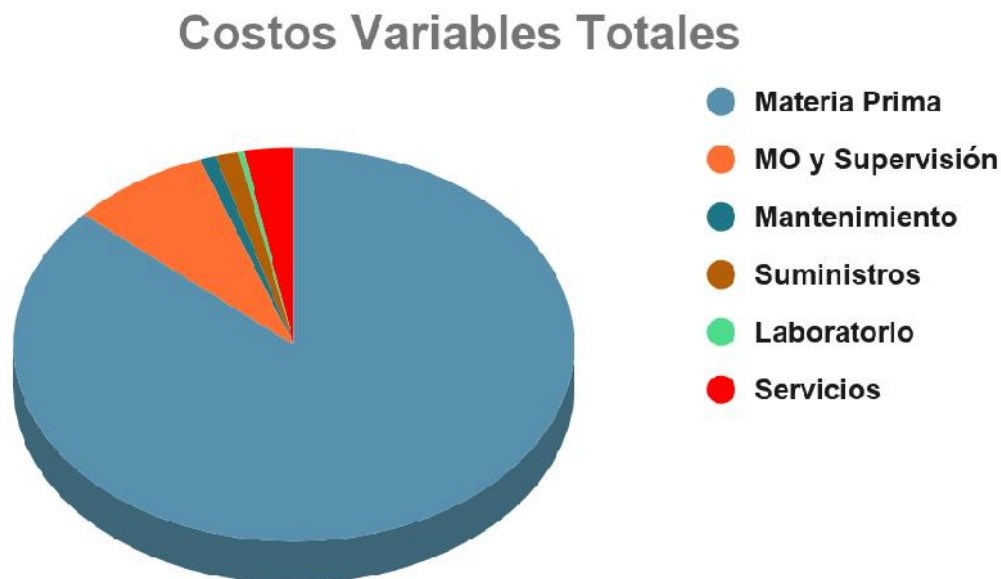


Figura 6.7. Porcentaje de costos variables.

### 6.5.2. Costos Fijos

#### ❖ Depreciación

La depreciación hace referencia a una disminución en valor de los bienes de la planta. Hay dos tipos de depreciaciones para la misma empresa: la legal que en Argentina es por el método de línea recta y la interna, que puede o no coincidir con la legal.

En esta oportunidad se elige el método de línea recta para depreciar. La depreciación por línea recta es la más simple en la aplicación y el método más ampliamente usado. La depreciación anual es constante. En forma de ecuación:

$$\text{Costo de depreciación anual} = e * (IF - L)$$

Siendo:

- $e$  = factor de depreciación anual =  $\frac{1}{n}$
- $IF$  = inversión fija
- $L$  = valor residual o de reventa al final de la vida útil de un bien

Teniendo en cuenta que la duración del proyecto es de 20 años, para el método de línea recta,  $e=1/20$ . Se estima que el valor residual representa un 10% de la inversión fija para plantas químicas ( $L=0.1*IF$ ).

$$\text{Depreciación} = \frac{1}{20} * 0.9 * IF = 1372540 \text{ U\$D/año}$$

#### ❖ Impuestos

Corresponden a impuestos fijos a la propiedad. Este rubro puede variar de acuerdo con las leyes vigentes. Depende del lugar donde está ubicada la planta industrial, ya que las plantas situadas en ciudades pagan más impuestos que las correspondientes a regiones menos pobladas. No se incluyen aquí los impuestos sobre la ganancia. Este costo se puede estimar entre el 1 al 2% de la Inversión fija, optando por un valor medio del 1,5%).

$$\text{Impuestos} = 0.015 * IF = 457513 \text{ U\$D}$$

#### ❖ Seguros

Dependen del tipo de proceso e incluyen seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y para las mercaderías (pérdidas parciales, totales), jornales caídos, entre otros. Normalmente el monto anual de este rubro se puede estimar entre el 0,5 al 1% de la Inversión fija (se opta por un valor medio del 0,75%).

$$\text{Seguros} = 0.0075 * IF = 228757 \text{ U\$D}$$

#### ❖ Financiación

El interés es una compensación pagada por el uso del capital prestado. Dado que, al solicitar un crédito, se establece una tasa de interés, fija o ajustable, de acuerdo a las circunstancias económicas del país, este interés es un costo fijo que debe pagarse al solicitar un préstamo o crédito bancario para realizar la inversión o parte de ella. En este caso, se afronta la inversión con capital propio, por lo que no es necesario solicitar préstamos a entidades financieras. Es por ello que el costo de financiación es nulo.

#### ❖ Dirección y administración

Este componente del costo de producción incluye todos los gastos de la administración de la empresa, como por ejemplo los salarios del personal administrativo y los gastos generales, tanto de insumos como de servicios (telefonía, internet, energía eléctrica, limpieza de oficinas, seguridad, servicio de medicina laboral, transporte entre plantas o sedes (si hubiera más de una)). Además, contempla los gastos de dirección de la empresa, como por ejemplo el salario de la conducción superior (presidente de la compañía, gerentes), el pago a servicios de asesoramiento legal, contable y de auditoría. Este costo se puede estimar como un porcentaje (20 a 40%) del costo de mano de obra directa, eligiendo un valor medio del 30%.

$$\text{Dirección y Administración} = 0.3 * MO = 315360 \text{ U\$D}$$

#### ❖ Ventas y distribución

Este componente del costo de producción 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. En general, este costo se calcula como un porcentaje del 1 al 5% de los ingresos por ventas anuales. La elección para realizar la estimación radica en un valor medio, un 2.5 % del ingreso por ventas anuales.

$$\text{Ventas y Distribución} = 0.025 * Ventas = 1150267 \text{ U\$D}$$

#### ❖ Investigación y desarrollo

Los gastos de Investigación y Desarrollo (I+D) incluyen los 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. Este componente del costo, en caso de corresponder, puede estimarse como un porcentaje (0,5 a 5%) del valor de los ingresos por ventas anuales. Se elige estimar el costo en base a un 2% del valor de ventas anuales.

$$\text{Investigación y Desarrollo} = 0.02 * Ventas = 920214 \text{ U\$D}$$

Del mismo modo que se hizo con los costos variables, en la siguiente figura se puede vislumbrar qué porcentaje de cada costo fijo corresponde al total:

## Costos fijos totales

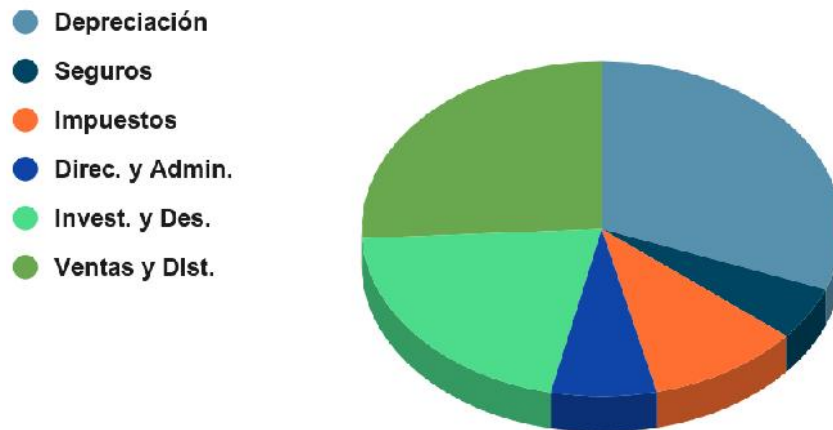


Figura 6.8. Porcentaje de costos fijos.

Por último, a modo comparativo se presenta un nuevo gráfico de torta con el porcentaje de costos variables y fijos sobre el total, junto con una tabla donde se observan los costos totales de cada uno y el porcentaje numérico que representan respecto al total.

## % Costos Variables vs Costos Fijos

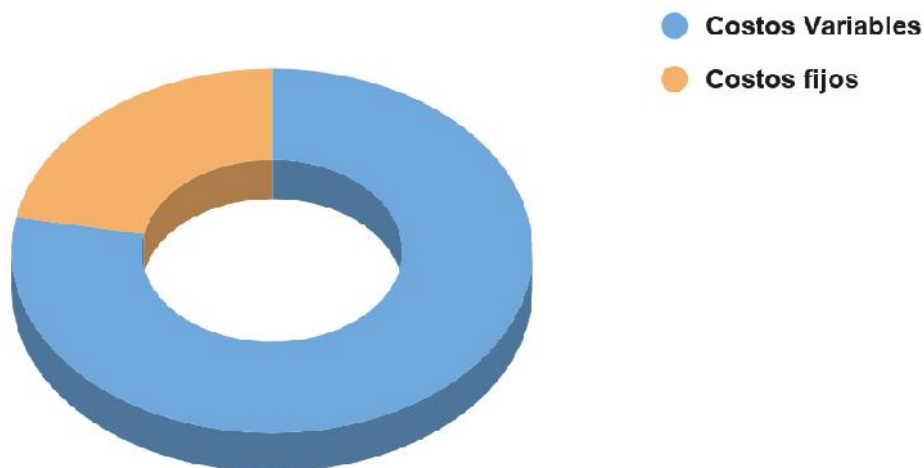


Figura 6.9. Porcentaje de costos variables y fijos.

Tabla 6.14. Valores de costos fijos variables y fijos.

Tipo	Valor (U\$D/año)	% del total
Costos Variables	15710548	77.9
Costos Fijos	4444650	22.1
Costos Totales	20155198	100

## 6.6. Justificación de la inversión

El análisis de proyectos de inversión se realiza a través de la rentabilidad. La rentabilidad es la relación que existe entre el beneficio obtenido por la actividad y la inversión realizada en la misma.

### 6.6.1. Cuadro de fuentes y usos de fondos

La presentación de la evaluación de rentabilidad económica se facilita mediante la integración de los datos en un cuadro de fuentes y usos, donde se muestra cuál es el origen o fuente de los fondos y cuál es su destino final. Contempla la inversión, los costos de producción y las ventas netas a lo largo de la vida útil del proyecto que se considera de 20 años. En el cuadro que se muestra a continuación se detallan los valores de los primeros 5 años, ya que del año 6 en adelante los valores son los mismos porque se mantiene un porcentaje de utilización del 100%. Se ha tomado un valor de tasa impositiva del 35% (0.35) para realizar los cálculos.

Tabla 6.15. Cuadro de usos y fuentes.

<b>Cuadro de usos y fuentes</b>					
<b>Año</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>
<b>% Utilización</b>	70.00%	80.00%	90.00%	90.00%	100.00%
<b>FUENTES (A)</b>					
<b>Capital propio (IFT+ IW)</b>	33550970				
<b>Crédito banco</b>	0				
<b>Ventas</b>	33099923	37828483	42557044	42557044	47285604
<b>Total A</b>	66650893	37828483	42557044	42557044	47285604
<b>USOS (B)</b>					
<b>Activo fijo (IFT)</b>	30500882				
<b>Activo de trabajo (IW)</b>	3050088				
<b>Costos de producción (con dep)</b>	15499405	17070460	18641515	18641515	20212570
<b>Total B</b>	49050375	17070460	18641515	18641515	20212570
<b>BNAI (A-B)</b>	17600517	20758023	23915528	23915528	27073034
<b>Impuestos</b>	6160181	7265308	8370435	8370435	9475562
<b>BN = BNAI - Impuestos</b>	11440336	13492715	15545094	15545094	17597472
<b>Depreciación</b>	1372540	1372540	1372540	1372540	1372540
<b>Caja = BNAI + Depreciación</b>	12812876	14865255	16917633	16917633	18970012

A lo largo de los años se observa que el beneficio neto, al igual que el flujo de caja, son positivos. Esto quiere decir que se percibirán ganancias por las ventas. De todas formas, estos valores no determinan si un proyecto es rentable o no.

### 6.6.2. Consideración del riesgo

Las inversiones de capital se realizan con la expectativa de obtener una rentabilidad anual, conjuntamente con la recuperación de la inversión de capital en un corto período de tiempo. Pero siempre existe la posibilidad de que se produzcan pérdidas. Este hecho es lo que se denomina el “riesgo” que acompaña a toda inversión.

En la Tabla 6.16 se muestra la tasa de rentabilidad mínima aceptable ( $i_M$ ) en función del grado de riesgo del proyecto analizado (Happel y Jordan, 1981).

Tabla 6.16. Cuantificación del riesgo.

Tipo de proyecto	Grado de riesgo	$i_M$ (%)
Proyectos cortos, modificación de plantas existentes, capital de trabajo, tierra	Bajo	10-15
Equipos específicos, proyectos de mediano plazo, instrumentación automática	Moderado	15-25
Nuevas instalaciones para un nuevo producto	Alto	25-50 o más

Contemplando que es una instalación nueva y que solo hay una empresa en el país que realiza un proceso similar, se considera que el riesgo es moderado. Se debe tener en cuenta también el riesgo país de Argentina, el cual es alto. La fluctuación constante de la economía del país eleva el riesgo de un proyecto a tan largo plazo, por lo tanto se decidió tomar  $TRMA=0.2$ .

### 6.6.3. Estimación de la rentabilidad

Los métodos para la evaluación de la rentabilidad de los proyectos pueden clasificarse en estáticos (no tienen en consideración el valor temporal del dinero) y dinámicos (tienen en consideración el valor temporal del dinero). Como método estático se calculará el tiempo de repago ( $n_R$ ) y dentro de los métodos dinámicos se analizará la tasa interna de retorno (TIR) y, a modo de complemento, se calculará también el valor presente. Para tomar una decisión sobre la rentabilidad del proyecto, deben analizarse todos los métodos.

#### Valor presente (VP)

Este método compara los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. Supone igualdad de oportunidades para la reinversión de los flujos de caja a una tasa de interés asignada previamente. Conceptualmente, el valor presente es la cantidad de dinero requerida al comienzo del proyecto, además de la inversión total, que, invertida a una tasa de interés preasignada, pueda producir ingresos iguales a, y al mismo tiempo que, los flujos de caja del proyecto.

Si el valor presente de los flujos de caja es mayor que el valor de la inversión total, entonces el proyecto es aceptable. Es decir, que el proyecto debe aceptarse cuando su VP sea superior a cero.

$$VP = -IT + \sum_{j=1}^{20} \frac{FC_j}{(1+i)^j}$$

Calculando el mismo para el presente proyecto, arroja un valor de 45222421 U\$, por lo tanto se puede aceptar el valor y seguir adelante con la evaluación.

### Tasa interna de retorno (TIR)

Este método establece la tasa de retorno aplicable al flujo de caja, de tal modo que la inversión original se reduzca a cero (o a la suma de el terreno, el valor residual y el capital de trabajo) durante la vida útil del proyecto.

La tasa de retorno es un método dinámico, equivalente a la máxima tasa de interés que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión y tenerla totalmente paga al final de la vida útil del proyecto.

$$0 = -IT + \sum_{j=1}^{20} \frac{FC_j}{(1+r)^j}$$

En la expresión anterior, la TIR está representada por el valor que se obtenga del parámetro "r".

Posteriormente se analizan dos posibles escenarios:

- $TIR \geq TRMA \rightarrow$  Se continúa con el análisis del método estático.
- $TIR \leq TRMA \rightarrow$  Se rechaza el proyecto. No es rentable.

En este caso, se calculó la TIR y resultó de 45%. En comparación con la TRMA es mayor, por lo tanto se continúa el análisis de rentabilidad con algún método estático.

### Tiempo de repago ( $n_R$ )

El tiempo de repago es el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto.

$$n_R = \frac{\text{Inversión fija depreciable}}{\text{Flujo de Caja}} = \frac{I_F - L}{FC}$$

Para que el proyecto pueda considerarse rentable  $n_R$  debe ser menor o igual a la mitad de la vida útil, es decir, como mucho podrá ser 10 años. Para este proyecto, el valor de tiempo de repago es de 2 años, dado que es menor que la mitad de la vida útil, puede considerarse que el proyecto resulta rentable.

#### **6.6.4. Análisis de sensibilidad**

Se realizará el análisis de sensibilidad para evaluar el impacto en la rentabilidad de ciertas variaciones en los parámetros más importantes. Dado que la mezcla de ácido linoleico y linolénico es de la que se obtiene mayor producción, será la que tenga mayor impacto en la rentabilidad del proyecto, por lo tanto, se analizarán variaciones en la misma. Además, se considera una fluctuación en el precio de la materia prima y una caída en el volumen de ventas.

### Variación -20% del PV y volumen de producción de la mezcla

Disminuir un 20% el precio de venta manteniendo el volumen de producción base, es equivalente a disminuir un 20% el volumen de producción de la mezcla, manteniendo el precio de venta base. Al variar el precio de venta o el volumen de producción se ven afectados los ingresos por ventas, y por ende, los flujos de caja de los distintos años de vida del proyecto. Estas variaciones hacen que, con la TRMA original y manteniendo las demás variables constantes respecto al precio base, el proyecto resulta rentable debido a que el valor de TIR' se mantiene mayor a la TRMA original.

$$TIR' = 36\%$$

Por lo tanto, producir a un menor volumen o disminuir el precio de venta de la mezcla de ácidos linoleico y linolénico, es aceptado para el presente proyecto. El límite de la caída se presenta cuando el volumen de producción cae un 53%, es decir, cuando se producen 9300 ton/año de la mezcla.

### Variación del precio de la materia prima (AVU de soja)

En este ítem, se analiza una variación en el precio de la materia prima dada por el proveedor RBA ambiental, manteniendo constantes el volumen de ventas y el precio de los productos principales. Aumentando un 20% el valor del AVU de soja, el proyecto es rentable (el valor de la TIR sigue siendo mayor que el de la TRMA y no se ve afectado el tiempo de repago), por ende se decide aumentar aún más el precio. Se llega a que con un incremento del 125% del precio de la materia prima, el proyecto no es rentable ya que el valor de la TIR disminuye alcanzando el valor de la TRMA.

$$TIR'' = 20\%$$

Por lo tanto, en caso que el precio sufra un incremento considerable del 125%, no sería rentable llevar a cabo el proyecto en las condiciones dadas. Sin embargo, un aumento del 20% de este valor no provoca un cambio de rentabilidad del proyecto, por ende se podría seguir implementando ante la suba en el precio.

### **6.7. Cronograma del proyecto**

Es importante a la hora de realizar una inversión conocer cuánto tiempo va a demorar el proyecto hasta operar a los niveles planificados para dar ganancias por ventas. Cabe aclarar que el proyecto da inicio en el año -1, por lo tanto recién en el año 1 se empiezan a percibir ingresos por ventas. En la Tabla 6.17 se observan las actividades planificadas y el periodo de tiempo aproximado que pueden demorar las mismas.



Tabla 6.17. Cronograma de actividades por mes.

Tarea / Mes	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24			
Ingeniería básica	■																										
Ingeniería de detalle								■																			
Movimiento de suelos y obras civiles												■															
Montaje de equipos principales																	■										
Montaje electromecánico																			■								
Comisionamiento																					■						
Pruebas con agua																					■						
Puesta en marcha																						■					
Período de optimización																							■				

## 6.8. Conclusión

Luego de detallar los costos de inversión y operación de la planta y realizar un análisis de rentabilidad se puede concluir que el proyecto es viable ya que el valor presente es positivo y los resultados indican que la inversión se recupera a los pocos años de haber comenzado el proyecto. Por lo tanto, se puede afirmar que el proyecto es rentable.

Con el análisis de sensibilidad se determinó que el principal factor que podría generar que el proyecto deje de ser rentable son las ventas relacionadas a la mezcla de ácido linoleico y linoléico. Pero para que esto ocurra debe haber una disminución de por lo menos un 53% en su precio de venta o en su volumen de producción.

Al realizar el cuadro de usos y fuentes se obtuvo que el flujo de caja es positivo en todos los años de vida útil del proyecto, por lo que se perciben ganancias desde el primer año. Esto da lugar a posibles inversiones o ampliaciones a futuro.

## 6.9. Bibliografía

- Materia Hnos.: <https://www.materiaoleochemicals.com/empresa.html>
- Red de parques. Decreto 523: <http://www.redparques.com.ar/acuerdos/decreto-523/>
- Red de parques. Ley 13656: <http://www.redparques.com.ar/acuerdos/ley-13656/>
- Red de parques. Ley 11459: <http://www.redparques.com.ar/acuerdos/ley-11459/>
- Matches: <https://www.matche.com/> (Reactores, agitadores, cristalizadores, compresores, bombas, decantador centrífugo, filtros, separador flash, tanques de almacenamiento)

- H.P. Loh, J. Lyons y C.W. White (2002). *Process Equipment Cost Estimation Final Report*. U.S. Department of Energy National Energy Technology Laboratory, P.O. Box 10940, 626 Cochrans Mill Road, Pittsburgh, PA.
- D. E. Garret. (1989). *Chemical engineering economics*.
- Echemi: <https://www.echemi.com/> (NaOH, H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, carbón activado)
  - <https://www.echemi.com/productsInformation/pd20150901061-phosphoric-acid.html&sa=D&ust=1603736024243000&usg=AOvVaw3yxnYaP9ZcQyfkGcKm09P4>
  - <https://www.echemi.com/products/pd20150901041-caustic-soda-pearls.html>
  - <https://www.echemi.com/productsInformation/pd20150901165-activated-carbon.html>
- Ente Nacional Regulador de la Electricidad (ENRE). Cuadro tarifario período 10/20: <https://www.enre.gov.ar/web/TARIFASD.nsf/todoscuadros/147313FE0361E06B03258565006E0978?opendocument>
- Ente Nacional Regulador de la Electricidad (ENRE). Cálculo Tarifario: <http://www.enre.gov.ar/web/web.nsf/TarifasCalculo?OpenPage>
- Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS): <https://www.enargas.gov.ar/>
- Norma API, Fourth Edition, August 2007.
- THERMAL ENGINEERING LTDA. Análisis de la eficiencia de calderas. Chile, Santiago. Recuperado de: [http://www.thermal.cl/docs/articulos\\_tecnicos/articulo\\_eficiencia\\_en\\_calderas.pdf](http://www.thermal.cl/docs/articulos_tecnicos/articulo_eficiencia_en_calderas.pdf)
- Curso “Hornos y Calderas”. Asociación Argentina de Estudiantes de Ingeniería Química (AArEIQ), PLAPIQUI. Julio 2020.

## CAPÍTULO 7

# Gestión ambiental

## **7.1 Objetivos**

El objetivo primordial del capítulo es definir la política ambiental del proyecto, junto con sus metas ambientales más importantes. Además, se identifican los principales impactos ambientales, se clasifican y cuantifican. Luego, se observa cuáles de ellos son considerados severos o de riesgo, con el fin de establecer medidas preventivas para mitigar el impacto.

## **7.2 Introducción**

El reconocimiento de las consecuencias ambientales que tienen las actividades humanas ha llevado a desarrollar enfoques, estrategias y distintas herramientas que posibilitan un manejo más adecuado del ambiente, las cuales se engloban en lo que comúnmente se denomina Gestión o Manejo Ambiental.

Las herramientas o instrumentos permiten la incorporación de la variable ambiental en distintas instancias del proceso de toma de decisiones. Sin embargo, la ejecución de las mismas depende de los distintos enfoques que tomen los actores del proceso.

El desarrollo del presente capítulo se lleva a cabo utilizando como guía la Norma ISO 14001, la cual es de carácter internacional y describe cómo poner en marcha un sistema de gestión ambiental eficaz dentro de la organización. Además, permite definir y establecer los riesgos ambientales para reducir su impacto, ayudando al crecimiento sostenible de la empresa.

Por último, se recuerda que la planta será instalada en el Parque Industrial de Pilar, con el fin de conocer de manera precisa la normativa vigente y los organismos competentes para desarrollar el plan de Gestión Ambiental.

## **7.3 Política ambiental**

Somos una industria productora de ácidos grasos fraccionados de gran escala a nivel nacional e internacional. Tenemos un compromiso con el medio ambiente de manera que nuestros procesos de elaboración se rigen bajo normas de cuidado ambiental.

Proteger el medio ambiente tiene como fin no solamente evitar impactos ambientales adversos mediante la prevención de la contaminación, sino proteger el entorno natural contra el daño y la degradación cuyo origen son las actividades, productos y servicios de la organización. Desde este punto de vista, nos comprometemos a establecer objetivos claros, realizando un control periódico y con fines preventivos de los mismos, los cuales son:

- Promover el uso racional y sustentable de los recursos naturales.
- Establecer procedimientos y mecanismos claros y adecuados para la minimización de riesgos ambientales, para la prevención y mitigación de emergencias ambientales y para la recomposición de los daños causados por la contaminación ambiental.
- Gestionar de manera adecuada los residuos de la producción realizando el tratamiento correspondiente según el estado natural de los mismos.
- Formar, capacitar y dar las herramientas necesarias asociadas a la práctica ecológica a los trabajadores de las distintas áreas de la planta.
- Reducir la emisión de gases de efecto invernadero a valores prácticamente nulos.
- Cumplir con las normativas vigentes.

#### **7.4 Objetivos ambientales**

La organización debe establecer objetivos ambientales para las funciones y niveles pertinentes, teniendo en cuenta los aspectos ambientales significativos de la organización, sus requisitos legales y otros requisitos asociados, considerando sus riesgos y oportunidades. Los objetivos ambientales del presente proyecto son los siguientes:

- Disminuir el consumo de agua tanto como sea posible, limitando los valores de consumo a los requeridos por el proceso productivo considerando un margen de tolerancia del 10%.

$$\text{Límite de consumo de agua de la planta: } 4.14 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg producto}}$$

- Reducir el consumo de energía eléctrica tanto como sea posible, limitando los valores de consumo a los requeridos por el proceso productivo considerando un margen de tolerancia del 10%.

$$\text{Límite de consumo de energía eléctrica de la planta: } 0.03 \frac{\text{kW}}{\text{kg producto}}$$

- Reducir el consumo de gas natural, limitando los valores de consumo a los requeridos por el proceso productivo considerando un margen de tolerancia del 10%.

$$\text{Límite de consumo de gas natural de la planta: } 0.1 \frac{\text{m}^3 \text{ gas}}{\text{kg producto}}$$

- Definir los tratamientos correspondientes para los efluentes líquidos generados durante el proceso productivo, así como convenios con empresas que recolectan residuos tratados previamente.
- Realizar anualmente capacitaciones para el personal de la planta, tanto para operarios como administrativos, con el objetivo de adaptar los procesos productivos a las necesidades ambientales del momento.

#### **7.5 Relevamiento de impactos ambientales**

Según la Norma ISO 14001, una organización determina sus aspectos ambientales y los impactos asociados, analizando los que son significativos y necesitan abordarse en su sistema de gestión ambiental. Los cambios en el medio ambiente, ya sean adversos o beneficiosos, se denominan impactos ambientales. Los impactos ambientales pueden ocurrir a escala local, regional y global, y también pueden ser de naturaleza directa, indirecta o acumulativa. La relación entre los aspectos ambientales y los impactos ambientales es una relación de causa-efecto.

A la hora de analizar los principales impactos ambientales que posee el proyecto, resulta de gran importancia describir cada uno de ellos.

### **7.5.1 Proceso principal**

El proceso principal incluye el proceso Colgate - Emery y la purificación de los productos obtenidos, que involucra diversas operaciones como la cristalización y el filtrado de componentes no deseados.

- Utilización de materia prima

La materia prima que se utiliza es aceite vegetal usado de soja (AVU). Se consumen 5.143 ton/h que se obtienen de la empresa RBA ambiental, la cual se encarga de recuperar el aceite vegetal usado, filtrar y venderlo. El impacto que genera la utilización de esta materia prima es positivo, ya que se está reutilizando y dando valor agregado a un producto que ya cumplió su ciclo anterior. Además, se evita que el mismo se vierta en los hogares y en industrias sobre los efluentes cloacales, lo que disminuye la contaminación.

- Reactor principal de hidrólisis

El reactor de hidrólisis es una torre que trabaja a presión y temperaturas muy elevadas, lo cual conlleva un riesgo considerable a analizar, desde el punto de vista de seguridad para el operario que realice el mantenimiento correspondiente. Por otro lado, en el reactor ingresa AVU de soja junto con exceso de agua, en una relación 1:4 de flujo másico (18.67 tn/h de agua). Esto presenta un impacto negativo ya que dicha agua no presenta un circuito cerrado y es desechada eventualmente.

- Generación de vapor

La caldera genera vapor a alta presión (45 bar), utilizando gas natural como combustible. El impacto ambiental de este equipo es negativo, ya que utiliza un recurso natural no renovable para la generación de vapor. De acuerdo con los cálculos efectuados en el Capítulo 6, se requieren 400.4 m<sup>3</sup>/h de gas natural para cumplir con el requerimiento de vapor de agua en la caldera.

- Generación de residuos

En la línea de producción principal se generan tres tipos de residuos especiales, a saber:

- ★ Impurezas sólidas que son eliminadas de la materia prima por medio de una filtración previo a su ingreso al reactor principal.
- ★ Triglicéridos que logran separarse en el destilador molecular, los cuales se encuentran en estado líquido al momento de su separación.
- ★ Ácidos grasos saturados (ácidos palmítico y esteárico) como producto de la separación en el primer filtro del sistema de purificación, los cuales a temperatura ambiente son sólidos. Son desechados debido a que no cuentan con la pureza requerida por el mercado y, como no se obtiene gran cantidad de los mismos, tampoco se justifica económicamente la implementación del sistema de purificación necesario.

El impacto ambiental de todos los residuos es negativo y se requerirá que sean tratados y desechados como corresponda según la normativa vigente.

- Consumo energético

A lo largo del proyecto, los diversos equipos utilizados para la producción de ácidos grasos fraccionados y mezcla de mono y diglicéridos, requieren energía eléctrica para su funcionamiento. El valor de este consumo fue calculado en detalle en el Capítulo 6, resultando de 112 kW. A su vez también se debe contemplar el consumo requerido para el funcionamiento de la planta, las oficinas y otras instalaciones.

Considerando que la energía eléctrica es comprada a la empresa proveedora correspondiente, y que la generación de energía del país sólo tiene una mínima proporción proveniente de energía limpia, se considera un impacto negativo al medio ambiente.

- Refrigerantes

En el ciclo de refrigeración que se utiliza para enfriar los ácidos con el fin de separarlos en los cristalizadores, se utiliza amoníaco (R717) como refrigerante. El mismo es un compuesto tóxico, inflamable y explosivo, por lo que se requiere realizar mantenimiento periódico de tanques y válvulas del sistema.

Si bien ambientalmente es seguro y no daña la capa de ozono ya que se mantiene en un ciclo cerrado, la posibilidad de fugas del mismo tiene un impacto negativo en la seguridad de las personas.

### **7.5.2 Proceso secundario**

En el proceso secundario se lleva a cabo la reacción de glicerólisis para la obtención de una mezcla de mono y diglicéridos y la purificación de esta última a través de ciertos procesos químicos con el fin de conseguir la pureza impuesta como requisito (neutralización, decantación centrífuga y decoloración).

- Reactor de glicerólisis

En dicho reactor, se mezcla la corriente de glicerol con agua proveniente del reactor de hidrólisis junto con el AVU de soja (materia prima de todo el proyecto) en una proporción 2:1 (Gly: TG). Se produce mediante reacción química un producto de valor agregado para la industria alimenticia como los es la mezcla de mono y diglicéridos, aprovechando el glicerol formado en la etapa de hidrólisis y la materia prima del proceso. El impacto ambiental resulta ser positivo, aprovechando las corrientes y generando un producto solicitado en la industria.

Respecto a las condiciones de operación, el mismo trabaja a presión atmosférica y 200 °C, utilizando una atmósfera de nitrógeno (N<sub>2</sub>), el cual está dentro de un circuito cerrado con el fin de no desperdiciarlo ni generar emisiones a la atmósfera.

- Emisión de vapor

En la línea de producción secundaria se cuenta con un separador flash. Dado el funcionamiento del mismo, mencionado en capítulos anteriores, se genera vapor que es expulsado a la atmósfera, generando un impacto ambiental negativo.

- Generación de efluentes

A lo largo del proceso de purificación de la mezcla de mono y diglicéridos, se generan efluentes y residuos que son desechados. Los mismos son:

- ★ Sal de fosfato de sodio generada a partir de la neutralización del catalizador NaOH utilizado en la reacción de glicerólisis (se encuentra en estado sólido dado que se forma una sal insoluble).
- ★ Corriente líquida de agua con glicerol que egresa del decantador centrífugo una vez separados los componentes necesarios.
- ★ Carbón activado usado para mejorar la calidad del producto a obtener (mezcla de mono y diglicéridos), reteniendo compuestos que afectan a la calidad (estado sólido).

Como puede observarse, todos estos desechos generados resultan impactos negativos hacia el medio ambiente, los cuales deben ser tratados de manera óptima y responsable.

## **7.6 Identificación de los impactos ambientales**

Una vez descritos los principales impactos en el proceso de producción, se presenta en la Tabla 7.3 la matriz de impacto ambiental con los impactos ambientales más relevantes del proyecto. La determinación de la importancia se realizó con el Modelo de Importancia de Impacto (Método de Conesa) presentado y explicado en el Anexo 8.7 y según la ecuación para el Cálculo de la Importancia de un impacto ambiental:

$$I = \pm [3*i + 2*EX + MO + PE + RV + SI + AC + EF + PR + MC]$$

Dónde:

- $\pm$  = Naturaleza del impacto.
- I = Importancia del impacto
- i = Intensidad o grado probable de destrucción
- EX = Extensión o área de influencia del impacto
- MO = Momento o tiempo entre la acción y la aparición del impacto
- PE = Persistencia o permanencia del efecto provocado por el impacto
- RV = Reversibilidad
- SI = Sinergia o reforzamiento de dos o más efectos simples
- AC = Acumulación o efecto de incremento progresivo
- EF = Efecto (tipo directo o indirecto)
- PR = Periodicidad
- MC = Recuperabilidad o grado posible de reconstrucción por medios humanos



Para determinar cuán importante es el impacto estudiado y determinado de forma numérica, se presenta la siguiente tabla con el fin de informar a qué corresponde cada valor obtenido.

Tabla 7.1. Criterio de calificación de los impactos ambientales

Valor I (13 y 100)	Calificación	Significado
< 25	BAJO	La afectación del mismo es irrelevante en comparación con los fines y objetivos del Proyecto en cuestión
25 ≥ < 50	MODERADO	La afectación del mismo, no precisa prácticas correctoras o protectoras intensivas.
50 ≥ < 75	SEVERO	La afectación de este, exige la recuperación de las condiciones del medio a través de medidas correctoras o protectoras. El tiempo de recuperación necesario es en un periodo prolongado
≥ 75	CRITICO	La afectación del mismo, es superior al umbral aceptable. Se produce una pérdida permanente de la calidad en las condiciones ambientales. NO hay posibilidad de recuperación alguna.

En definitiva, la matriz quedará conformada con las siguientes categorías:

Tabla 7.2. Categoría de los impactos ambientales

Calificación	Color de identificación
Bajo	
Moderado	
Severo	
Crítico	
Impacto ambiental positivo	

Finalmente, se obtiene la matriz de impacto ambiental del presente proyecto, la cual puede observarse en la Tabla 7.3.

Tabla 7.3. Matriz de impacto ambiental.

Identificación	Impacto asociado	Naturaleza	Intensidad	Extensión	Momento	Persistencia	Reversibilidad	Sinergia	Acumulación	Efecto	Periodicidad	Recuperabilidad	Importancia
Utilización de AVU como materia prima	Reducción de residuo de aceite	(+)	8	2	2	4	4	2	1	4	4	2	51
Consumo de agua	Agotamiento del recurso natural	(-)	6	2	4	4	4	1	4	4	4	8	-55
Consumo de gas natural	Agotamiento del recurso natural	(-)	6	2	4	4	4	2	4	4	4	8	-56
Consumo de energía eléctrica	Agotamiento del recurso natural	(-)	4	1	2	4	4	1	4	1	4	4	-38
Fugas de refrigerante	Contaminación por toxicidad	(-)	8	1	8	2	2	2	1	4	1	2	-48
Generación de residuos (sólidos, líquidos y gaseosos)	Aumento de residuos a disponer	(-)	8	4	4	4	4	2	4	4	4	4	-62
Utilización de glicerina como materia prima	Reducción de residuo de glicerina	(+)	5	1	4	4	4	2	1	4	4	2	42

Por lo tanto, se puede observar en la Tabla 7.3 que los consumos de agua y gas natural junto con la generación de residuos forman parte de la calificación de impactos ambientales severos, los cuales merecen un análisis mayor y se deben pensar estrategias de mitigación.

### 7.6.1 Tratamiento de efluentes

Identificados y descritos todos los impactos ambientales que se producen en la planta, resulta de gran importancia hacer hincapié en uno de ellos: la generación de efluentes y/o residuos sólidos. Si bien este impacto ambiental ha sido cuantificado junto con los demás y su valor se encuentra dentro del rango de los impactos considerados “severos”, hay una elevada cantidad de los mismos a lo largo de los procesos. Es por ello que es casi indispensable explayarse sobre el tema en cuestión.

Por definición, un residuo es cualquier tipo de material que esté generado por la actividad humana y que está destinado a ser desechado. Dentro de la vasta clasificación de los residuos, los generados por el presente proyecto se enmarcan dentro de la categoría de residuos industriales. A su vez, este tipo de categoría incluye divisiones, entre las que se destacan:

- Residuos inertes
- Ni peligrosos ni inertes
- Similares a residuos sólidos urbanos
- Peligrosos o especiales
- Patogénicos

Por lo tanto, se considera apropiado incluir los residuos dentro del subgrupo de especiales, dado que por su composición química requiere un tratamiento especial considerando que pueden producir reacciones químicas peligrosas para la salud y el medio ambiente.

Una vez definido el tipo, se recuerdan los residuos generados:

- Ácidos grasos saturados: Se encuentran en estado sólido a temperatura ambiente, pero como se trata de una mezcla, puede que también parte de ella pase a estado líquido a cierta temperatura.
- Triglicéridos: Su presencia en estado líquido le confiere ser tratado como tal.
- Glicerol: Se encuentra en estado líquido mezclado con agua, por ende se lo incluye dentro de los efluentes líquidos.
- Fosfato de sodio: Es una sal en estado sólido que se encuentra en baja proporción.
- Carbón Activado: Este residuo se encuentra en estado sólido en el proceso de decoloración.
- Vapor de agua: El mismo se encuentra en estado vapor ya que se genera en la separación flash previa al reactor de glicerólisis.
- Impurezas de AVU de soja: Los desechos sólidos producto de la filtración de la materia prima son tenidos en cuenta como tales.
- Lubricantes de motores: Desecho que se genera al realizar el mantenimiento de las distintas máquinas del proceso.

Como se puede observar, en el presente proyecto se disponen de residuos en los tres estados de la materia: sólido, líquido y vapor, los cuales poseen diferentes tratamientos así como normativas para su desecho. Dado que la planta se instala en la Provincia de Buenos Aires (localidad de Pilar), se debe trabajar con las leyes y los entes que tienen jurisprudencia en dicha área.

Una de las leyes más importantes es la Ley Provincial 11720 de Residuos Especiales, la cual tiene como finalidad reducir los residuos para minimizar los riesgos y la promoción de tecnologías ambientalmente adecuadas. Una de las premisas de la misma es cumplir con la Ley 11459 de Radicación Industrial. En ésta, se impone a la industria o empresa realizar una Evaluación de Impacto Ambiental (EIA) y Auditorías Ambientales (AA), junto con el llenado de un Formulario de Base de Categorización (FBC) donde se requieren datos relevantes de la empresa con el medio ambiente. Además, el formulario compromete a la industria a calcular el Nivel de Complejidad Ambiental (NCA) que poseen sus actividades, existiendo tres categorías: primaria, secundaria y terciaria. Esto es de utilidad ya que de acuerdo al resultado de NCA, la industria debe tener obligaciones al respecto para con la ley aplicada. La planta a instalar puede incluirse dentro de la segunda categoría, ya que hay ciertos residuos con un nivel considerable de complejidad ambiental, como los triglicéridos y ácidos grasos fraccionados. Por lo tanto, para dicha categorización, como la planta será instalada, debe realizar un EIA, teniendo que ser controlada por el Municipio de la localidad de Pilar.

Para culminar con el análisis de la Ley 11720, es importante aclarar que la misma describe una gran variedad de aspectos a considerar, los cuales escapan al análisis del capítulo. Sin embargo, remarca la responsabilidad que debe asumir el ente generador de los residuos. El mismo debe presentar una declaración jurada donde conste la descripción y

composición de los residuos generados, su cantidad, procedimiento para extracción de muestras, método de análisis de lixiviado y estándares para su evaluación.

Una vez definida la normativa más relevante para los residuos de forma genérica, se profundiza sobre los efluentes en estado sólido, gaseoso y líquido.

#### Residuos en estado sólido

En este caso debe distinguirse que la sal de sodio ha sido neutralizada mediante un proceso pertinente, mientras que el carbón activado es utilizado para retirar impurezas de la mezcla de mono y diglicéridos. Se clasifica a estos residuos como ni peligrosos ni inertes, siendo que no presentan riesgos extremos para el medio ambiente. Por lo tanto, se contratará a una empresa tercerizada que se encargará de la recolección con el fin de que disponga de los residuos sólidos y les asigne la disposición final correspondiente.

Por otro lado, tanto los residuos sólidos de ácidos grasos, los cuales son recolectados en el tanque correspondiente a ácidos grasos saturados, como los lubricantes de los motores, se clasifican como especiales. Serán recolectados por una empresa tercerizada la cual se encargará de su tratamiento y disposición final.

#### Residuos en estado vapor

Respecto a los contaminantes en estado vapor, se hace referencia a la mezcla de agua y glicerina que es producida en el destilador flash y liberada al ambiente. Se lo considera un contaminante primario, ya que contiene parte de materia orgánica que altera la composición del aire de manera directa. Uno de los tratamientos posibles es la dispersión, que se puede considerar siempre y cuando el contaminante no tenga acción acumulativa o persistente en el medio ambiente. En este caso, como la mayor proporción de la mezcla es agua, se considera que no tendrá un impacto altamente negativo sobre el medio ambiente.

#### Residuos en estado líquido

En este caso el análisis es más complejo dado que no pueden vertirse en un cuerpo superficial sin tratamiento previo. Dada la composición química del efluente, se lo debe caracterizar para determinar si es apto para vertir, para ello se analizan los siguientes parámetros:

- Características físicas
  - *Aspecto*: Se refiere a la descripción de su característica más apreciable a simple vista, por ejemplo: agua residual turbia, presencia de sólidos disueltos, presencia de sustancias flotantes.
  - *Color*: Indica la presencia ya sea de sustancias disueltas, coloidales o suspendidas.
  - *Turbiedad*: Este parámetro proviene de la presencia de sustancias en suspensión o en materia coloidal.

- *Olor*: Se debe generalmente a la presencia de sustancias inorgánicas u orgánicas disueltas, que poseen olor en sí mismas. Por ejemplo, el olor característico de un agua séptica, se debe al desprendimiento de sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S).
  - *Sólidos totales*: Son los materiales suspendidos y disueltos en el agua, que se obtienen evaporando el agua a una temperatura superior a los 100 °C y pesando el residuo.
  - *Temperatura*: El aumento de temperatura de un líquido residual, disminuye la solubilidad de oxígeno del entorno del cuerpo receptor donde se vuelca el mismo. Todas las normativas a cargo del cumplimiento de las leyes indican que dicho valor no puede superar los 45 °C.
- Características químicas
    - *DBO (Demanda bioquímica de oxígeno)*: Expresa la cantidad de oxígeno necesario para la oxidación bioquímica de los compuestos orgánicos degradables. Todos los límites para efluentes que descargan a colectoras cloacales adoptan el valor de 200 mg/l. Los límites de descargas para efluentes a conductos pluviales y cuerpos receptores están fijados en 50 mg/l
    - *DQO (demanda química de oxígeno)*: Expresa la cantidad de oxígeno necesario para la oxidación química de la materia orgánica e inorgánica. Dos entes (ADA y ACUMAR) establecen valores de 700 mg/L para descargas a colectora cloacal y 250 mg/L para cuerpo de agua superficial y conducto pluvial.
    - *Nitrógeno total y orgánico*: Se determina para ver la evolución de los tratamientos biológicos. Respecto al nivel de N<sub>2</sub> total, ADA y ACUMAR establecen límites de 105 mg/L para descargas a colectora cloacal y valores de 35 mg/L para descargas a cuerpos de agua superficiales y conductos pluviales. En el caso del orgánico, ADA y ACUMAR establecen límites de 30 mg/L para descargas a colectora cloacal y valores de 10 mg/L para descargas a cuerpo de agua superficial y conducto pluvial.
    - *pH*: En relación a este parámetro, el límite de vuelco a colectora cloacal, conducto pluvial y cuerpo de agua superficial establecido por el Disp. 79179/90 comprende un rango entre 5.5 y 10 upH, al igual que el marco regulatorio de AySA, mientras que ACUMAR y ADA establecen valores más restrictivos entre 7.0 y 10.0 UPH para vuelcos a colectora cloacal y entre 6.5 y 10 upH para vuelcos a conductos pluviales y cuerpos de agua superficiales.
    - *Compuestos tóxicos inorgánicos*: Entre ellos se encuentran algunos metales pesados (bario, cadmio, cobre, mercurio, plata), arsénico, boro, potasio, cianuros, cromatos, etc.
    - *Dureza*: Está relacionado con la producción de depósitos salinos.

- *Alcalinidad*
- *Acidez*
- Contenido de sulfuros

La normativa provincial es extensa en cuanto a los límites previstos para cada uno de los parámetros que deben determinarse y existe una numerosa cantidad de leyes que pueden aplicarse según la localización de la planta. Sin embargo, el aspecto principal radica en realizar un tratamiento correspondiente a los residuos líquidos con el fin de poder desecharlos en los efluentes industriales. Para ello, se puede tercerizar esta acción, contratando empresas dedicadas al tratamiento de este tipo de residuos líquidos especiales, cumpliendo con toda la normativa vigente.

El tratamiento de efluentes se compone de distintas etapas y la extensión del mismo depende de la composición del efluente a tratar. El tratamiento incluye desde pretratamiento, tratamiento primario, secundario y terciario, hasta la desinfección final del efluente. Los triglicéridos obtenidos en el destilador molecular se los tratará contratando una empresa tercerizada. Por lo tanto, se considera que el efluente principal de la planta es el agua con glicerina producto de la glicerólisis. Para el desarrollo del capítulo se considera que se requerirá hasta tratamiento secundario inclusive, aunque para tomar esta determinación es necesario analizar todos los parámetros anteriormente mencionados y compararlos con los valores que se presentan en la Tabla 8.8 del Anexo.

El pretratamiento se realiza con el fin de retener los elementos de mayor tamaño que pueden ser arrastrados con el efluente y podrían dañar los equipos aguas abajo. Para esto, se colocará una malla metálica a la salida del decantador y otra en el destilador molecular.

El tratamiento primario tiene por objetivo eliminar los sólidos en suspensión para realizar posteriormente un tratamiento biológico. La operación asociada es la decantación, por lo tanto se dejará decantar el efluente en grandes tanques de sedimentación hasta eliminar entre el 50-75% de los sólidos en suspensión. Ya que el residuo sedimentado del fondo no es tóxico ni peligroso, se desecha junto con los demás residuos sólidos especiales de la planta para darles el tratamiento correspondiente.

El tratamiento secundario se emplea para separar la materia residual de los efluentes de procesos de tratamiento biológico con el fin de obtener valores aceptados de contaminación en el efluente para su respectivo vuelco. En este caso se llevará los valores anteriormente mencionados de pH, DQO, DBO, dureza, acidez, entre otros, a los valores límites establecidos por la reglamentación vigente de la Localidad de Pilar y la Provincia de Buenos Aires.

Como última parte del tratamiento, se realiza la desinfección para reducir a niveles aceptables el contenido de bacterias y sustancias patógenas. Generalmente se realiza una cloración o tratamiento con tecnología UV.

El objetivo de realizar el proceso descrito es con el fin de arrojar los efluentes a los desagües industriales del río Luján mediante el arroyo Larena con una cañería de 25 km fabricada de hormigón. Sin embargo, si se efectúa el vuelco de efluentes líquidos en el cuerpo superficial, debe tenerse en cuenta que el establecimiento industrial estará sujeto a control y fiscalización de 2 organismos: OPDS (Organización Provincial de Desarrollo Sostenible) y ADA (Autoridad del Agua (Provincia de Buenos Aires)).

## **7.7 Medidas preventivas y correctoras**

A continuación, se enuncian las posibles medidas preventivas y correctoras para los impactos ambientales más importantes del presente proyecto, es decir los calificados “severos” de acuerdo a la Tabla 7.3. Además, se incluyen ciertas acciones que tienden a capacitar a todo el personal de la planta sobre los impactos, su mitigación y reducción.

### **7.7.1 Consumo de agua**

Buscando evitar el consumo adicional de agua en otros procesos químicos y reducir la emisión de vapor de agua, se plantea como acción a desarrollar reutilizar el vapor de agua generado en el separador flash previo a la glicerólisis. Se puede reutilizar para distintos procesos

- i. Como alimentación a la caldera luego de condensarlo.
- ii. Como fluido auxiliar de intercambio de calor.

Por otro lado, con el fin de no aumentar el consumo de este recurso, en los objetivos ambientales del proyecto se fijó un valor límite de agua total que contempla su utilización tanto en el proceso como para la infraestructura de la planta. Se realizarán controles y monitoreos periódicos para verificar el cumplimiento y se realizará un protocolo de acción en caso de incumplimiento.

### **7.7.2 Consumo de gas natural**

Al igual que para el agua, con el objetivo de no superar el límite establecido de consumo de gas se controlará su consumo y se tomarán medidas correctivas. A su vez se analizará la posibilidad de reemplazar la caldera seleccionada por una caldera de biomasa y así eliminar la operación que involucra mayor consumo de gas dentro del proceso.

### **7.7.3 Generación de residuos**

Si bien este apartado ha sido desarrollado con anterioridad en la sección 7.6.2, resulta importante resaltar las medidas preventivas a realizar:

- Los residuos sólidos pueden ser recolectados por una empresa ya que los mismos han sido tratados previamente o no presentan riesgos para el medio ambiente.
- Los efluentes líquidos requieren un tratamiento previo para ser vertidos en los efluentes cloacales correspondientes, además de realizar diversos procesos de chequeo de características físicas y químicas (pH, temperatura, DBO, DQO, etc).
- El efluente gaseoso, por su parte, han sido tratados también en el apartado 7.7.2 ya que es vapor de agua, y se han propuesto medidas de mitigación para el mismo.

### **7.7.4 Capacitación del personal**

Se considera que este ítem resulta de gran importancia ya que todo el personal a cargo debe tomar conciencia de la política ambiental que sigue una empresa, sus objetivos, su

contribución a la eficiencia de la misma y las consecuencias del incumplimiento de las políticas. Para ello, previamente debe capacitarse a los empleados que forman parte del proyecto para que tengan conocimiento de los lineamientos de la empresa, comprendan los objetivos que persigue y actúen en consecuencia a la hora de diagnosticar un peligro o riesgo e informar posteriormente.

Es decir, la formación y adiestramiento del personal tiene como fin que los empleados, en cada función y nivel sean conscientes de:

- Sus roles y responsabilidades y la importancia de cumplir con las políticas y los procedimientos del sistema de gestión ambiental.
- Los impactos ambientales significativos derivados de sus actividades y los beneficios ambientales de la mejora del desempeño personal.
- La influencia y consecuencias potenciales que puedan tener su acción o inacción en la efectividad del sistema de gestión ambiental (especialmente al apartarse de los procedimientos específicos).

Dicho proceso de capacitación no solo incluye charlas o conferencias, sino también la realización y divulgación de folletos o material escrito para que todo el personal tenga presente los objetivos ambientales más importantes. Dentro de las posibles temáticas a desarrollar en las charlas se resaltan inducción inicial, protección ambiental, seguridad e higiene, sistemas y procedimientos, aspectos técnicos, tareas específicas o directamente relacionadas a la función desempeñada por el funcionario. Además, los trabajadores deben estar interiorizados en el funcionamiento de los equipos que emplean condiciones operativas no convencionales, esto es presión y temperatura elevadas. Como ejemplos pueden citarse la caldera, el reactor de hidrólisis y el de glicerólisis, en los cuales los operarios deben estar alertas ante cualquier inconveniente, para proteger su salud y las instalaciones de la planta.

## **7.8 Auditorías internas**

La empresa tiene que llevar a cabo auditorías internas a intervalos planificados para proporcionar información sobre si el Sistema de Gestión Ambiental cumple todos los requisitos y el SGA se ha implementado y mantenido de forma eficiente. Se realizan de manera periódica con el fin de cumplir la normativa impuesta por la ISO 14001, a modo de proteger el medio ambiente disminuyendo los impactos ambientales negativos, fomentando los impactos positivos y tratando de aumentar la eficiencia energética.

La auditoría puede ser realizada por un especialista propio de la empresa, o puede ser con un servicio tercerizado, contratando una empresa que cuente con el sustento legal para poder certificar.

La periodicidad de las auditorías depende del tipo de industria y de los riesgos a los que esté expuesta la misma. En este proyecto, como en el proceso de producción se generan residuos en estado líquido, vapor, y residuos sólidos especiales, además de contar con consumos excesivos de recursos no renovables, se considera que deberá realizarse una auditoría al año, con el fin de evaluar y certificar los posibles riesgos asociados al medio ambiente.



## **7.9 Bibliografía**

- Norma ISO 14001
- Plan de gestión ambiental 2016 Salto Grande. Recuperado de:  
[https://www.saltogrande.org/docs/ambiental/plan\\_gestion\\_ambiental.pdf](https://www.saltogrande.org/docs/ambiental/plan_gestion_ambiental.pdf)
- Política ambiental. Recuperado de:  
<https://www.ecologiaverde.com/politica-ambiental-que-es-y-ejemplos-42.html>
- Hidroar S.A. Servicios Hidrológicos y Ambientales. Metodología para el Cálculo de las Matrices Ambientales.
- InfoLEG, Información legislativa. Recursos Hídricos: Res. 79.179/90. Recuperado de:  
<http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/90000-94999/93051/norma.htm>
- E.A. Comellas, C.A. Gomez, M. Reale, Y. Russian y M.B. Salinas. (2016). Sistematización de la normativa argentina relacionada con el control de la contaminación hídrica, aplicable a establecimientos industriales y comerciales. INA Instituto Nacional del Agua. Recuperado de:  
[https://www.ina.gob.ar/sitionaye/docs/Informe\\_Proyecto\\_Normativa\\_Primer\\_Etapa.pdf](https://www.ina.gob.ar/sitionaye/docs/Informe_Proyecto_Normativa_Primer_Etapa.pdf)
- G. Alsina y J.A. Borello. (2002). Diagnóstico ambiental del Partido de Pilar. Universidad Nacional de General Sarmiento. Recuperado de :  
<https://ediciones.ungs.edu.ar/wp-content/uploads/2020/09/9876300075.pdf>
- D. Salvador. (13 de noviembre de 2020). Estratégico: los siete pilares que sostienen el compromiso ambiental de Telecom Argentina. Recuperado de:  
<https://economiasustentable.com/noticias/los-siete-pilares-que-sostienen-el-compromiso-ambiental-de-telecom-argentina>
- Ángel Gómez Automoción. Política Ambiental de Ángel Gómez Automoción. Recuperado de:  
<https://angelgomezautomocion.com/politica-ambiental/>
- Urufarma. Gestión Ambiental. Recuperado de:  
<https://urufarma.com.uy/politica-ambiental/>
- Grup Padrosa. Política Ambiental. Recuperado de:  
<https://studylib.es/doc/4974594/politica-ambiental>

# Anexo

## 8.1 Corrientes principales de la planta

Tabla 8.1. Corrientes principales de la planta.

Nombre de la corriente	Descripción general	Balance de masa para la condición de diseño (kg/h)
A1	Materia prima (TG)	5044
A2	Materia prima filtrada	4893
A3	Materia prima filtrada	226
A4	Materia prima filtrada	4667
A5	Materia prima filtrada	4667
A6	Mezcla de ácidos grasos	3880
A7	Mezcla de ácidos grasos	3707
A8	Mezcla de ácidos grasos concentrados	3527
A9'	Mezcla de ácidos grasos concentrados	3527
A9	Mezcla con ácidos saturados cristalizados	3527
A10	Ácidos insaturados	2566
A11	Ácidos insaturados	2566
A12	Mezcla con ácido linoleico y linolénico cristalizados	2566
A13	Ácido linoleico y ácido linolénico	1480
A14	Ácido oleico e impurezas de ácido linoleico y linolénico	1087
A15	Ácido oleico e impurezas de ácido linoleico y linolénico	1087
A16	Mezcla con ácido linoleico y linolénico cristalizados	1087
A17	Ácido linoleico y ácido linolénico parcial	231
A18	Ácido oleico	856
A19	Ácido linoleico y ácido linolénico	1711

B1	Desechos de materia prima	151
B2	Trilinoleína	353
B3	Ácidos saturados	960
C1	Glicerol y agua	19455
C2	Glicerol y agua	19455
C3	Glicerol	1535
C4	Mono y diglicéridos, glicerol y catalizador	1761
C5'	Mono y diglicéridos, glicerol y sal	1761
C5	Mono y diglicéridos y glicerol	1761
C6	Mono y diglicéridos y glicerol	1761
C7	Mono y diglicéridos	1295
C8	Mono y diglicéridos y carbón activado	1295
C9	Mono y diglicéridos decolorados	1295
D1	Agua	-
D2 + V1	Agua y vapor de agua	18668
D3	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0.332
D4	Sal neutra	0.556
D5	Glicerol y agua	466
D6	Carbón activado	-
D7	Carbón activado	-
D8	Agua	17920

## 8.2 Propiedades de las especies químicas presentes en el diseño de hidrólisis

A continuación, se informan los valores de los pesos moleculares y densidades de las especies involucradas en la reacción, así como los del sistema.

Tabla 8.2.1. Pesos moleculares utilizados en la resolución del modelo de.

Componente	Peso molecular [g/mol]
Triglicérido (TG)	$PM_{TG} = 879.4$
Diglicérido (DG)	$PM_{DG} = 617$
Monoglicérido (MG)	$PM_{MG} = 354.5$
Glicerol (Gly)	$PM_{Gly} = 92.1$
Agua (H <sub>2</sub> O)	$PM_{H_2O} = 18$
Ácidos grasos (AG)	$PM_{AG} = 280.5$
Sistema de hidrólisis	$PM_S = 22.354$
Sistema de glicerólisis	$PM_S = 98.13$

Tabla 8.2.2. Densidades utilizadas en la resolución del modelo.

Componente	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]
Triglicérido (TG)	$\rho_{TG} = 930$
Diglicérido (DG)	$\rho_{DG} = 941$
Monoglicérido (MG)	$\rho_{MG} = 981$
Glicerol (Gly)	$\rho_{Gly} = 1260.78$
Agua (H <sub>2</sub> O)	$\rho_{H_2O} = 997.99$
Ácidos grasos (AG)	$\rho_{AG} = 908.78$
Sistema de hidrólisis	$\rho_S = 985.45$
Sistema de glicerólisis	$\rho_S = 1031$

### **8.3 Condiciones operativas de todas las corrientes presentes en la planta**

Tabla 8.3. Condiciones operativas de las corrientes.

<b>Corriente</b>	<b>Temperatura (K)</b>	<b>Presión (kPa)</b>	<b>Caudal (kg/h)</b>
A1	293	101.325	5143
A2	293	101.325	4989
A3	293	101.325	179.286
A4	293	101.325	4667
A5	453	4500	4667
A6	533	4500	3780
A7	455	101.325	3780
A8	439.2	0.1	3547
A9'	303	101.325	3547
A9	275	101.325	3547
A10	275	101.325	2937
A11	283	101.325	2937
A12	265	101.325	2937
A13	265	101.325	2057
A14	265	101.325	880
A15	288	101.325	880
A16	265	101.325	880
A17	265	101.325	205.5
A18	265	101.325	674.5
A19	265	101.325	2262.5
D1	293	101.325	14657
D2	533	4500	14657
D3	363	101.325	0.263
D4	363	101.325	0.585
D5	363	101.325	404.3

D8	473	900	18367
B1	293	101.325	154
B2	455	0.1	233.4
B3	275	101.325	610
C1	533	4500	19550
C2	473	900	19550
C3	473	101.325	1183
C4	469,7	101.325	1362
C5	363	101.325	1362
C6	363	101.325	1362
C7	363	101.325	957.7
C8	363	101.325	1005.6
C9	363	101.325	957.7
V1	530	4500	4014

#### 8.4 Propiedades de las corrientes incluidas en la integración energética

Tabla 8.4. Propiedades de las corrientes que pertenecen a la integración energética.

	C1	C2	C3	C4	C5	F1	F2	F3	F4	Vapor
<b>Conductividad (W/m*K)</b>	0.1509	0.0566	0.0432	0.4677	0.1105	0.1509	0.1237	0.1251	0.6879	0.0518
<b>Cp (J/kg*K)</b>	2373	2212	3454	2385.5	2135	2373	1812.5	1836.5	4248	4534
<b>Densidad (kg/m<sup>3</sup>)</b>	901.4	900	1001	1017	903.1	934	901	894.5	92.3	18.36
<b>Viscosidad (kg/m*s)</b>	1.59	0.001	1.689*10 <sup>-5</sup>	8.576*10 <sup>-3</sup>	0.0161	1.59	0.0802	0.0922	2.05*10 <sup>-4</sup>	1.778*10 <sup>-5</sup>

### 8.5 Método para estimar IF por factores directos e indirectos

Tabla 8.5. Método para estimar IF por factores directos e indirectos.

Valor del Equipo Instalado de Proceso	IE
<b>Factores experimentales como fracción de IE</b>	
<i>Tuberías de Proceso</i>	$f_1$
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	$f_2$
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
<i>Edificios de fabricación</i>	$f_3$
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	$f_4$
Escasa adición a las existentes	0.00 - 0.05
Adición considerable a las existentes	0.05 - 0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25 - 1.00
<i>Conexiones entre unidades</i>	$f_5$
Entre las unidades de servicios	0.00 - 0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05 - 0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15 - 0.25
<b>Inversión directa</b>	<b>IE (1+ <math>\sum f_i</math>)</b>

<b>Factores experimentales como fracción de la inversión directa</b>	
<i>Ingeniería y construcción</i>	$f_{i1}$
Ingeniería Inmediata	0.20 - 0.35
Ingeniería compleja	0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>	$f_{i2}$
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>	$f_{i3}$
De la compañía	0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30
Procesos exploratorios	0.30 - 0.50
<b>Factor de inversión indirecta</b>	<b><math>f_i = \sum f_{ij} + 1</math></b>
<b>Inversión fija</b>	<b>IF = IE (1+ <math>\sum f_i</math>) <math>f_i</math></b>



## **8.6 Índices de costos para equipos a lo largo de los años.**

Tabla 8.6. Índices de costos para equipos a lo largo de los años.

<b>Marshall &amp; Swift Equipment Cost Index</b>	
<b>Año</b>	<b>Valor del índice</b>
1986	816
1998	1062
2007	1373.4
2014	1567
2018	1638.2
2019	1640.4

## **8.7 Método de Conesa**

Este método fue propuesto en 1997 por Vicente Conesa Fernandez-Vitora, el cual pretende analizar la importancia a cada impacto ambiental posible de la ejecución de un Proyecto en todas y cada una de sus etapas. El mismo involucra los métodos de matriz de Leopold y el método Instituto Batelle-Columbus, y se basa en la ecuación mostrada en la sección 7.6, donde se define cada uno de los términos involucrados. Con el fin que el lector sepa el significado de cada una de los parámetros y el rango de valores que se puede aplicar, se presentan a continuación la definición de cada uno de ellos. Se recuerda la ecuación que se utiliza para realizar el cálculo:

$$I = \pm [3 \cdot i + 2 \cdot EX + MO + PE + RV + SI + AC + EF + PR + MC]$$

- **Signo (+/-):** El signo del impacto hace alusión al carácter beneficioso (+) o perjudicial (-) de las distintas acciones que van a actuar sobre los distintos factores considerados.
- **Intensidad (i):** Este término se refiere al grado de incidencia de la acción sobre el factor, en el ámbito específico en el que actúa. El baremo de valoración estará comprendido entre 1 y 12, en el que 12 expresa una destrucción total del factor en el área en la que se produce el efecto y el 1 una afección mínima.
- **Extensión (EX):** Se refiere al área de influencia teórica del impacto en relación con el entorno del Proyecto dividido el porcentaje del área, respecto al entorno, en que se manifiesta el efecto.
- **Momento (MO):** El plazo de manifestación del impacto alude al tiempo que transcurre entre la aparición de la acción ( $t_0$ ) y el comienzo del efecto ( $t_j$ ) sobre el factor del medio considerado.

- Persistencia (PE): Se refiere al tiempo que permanece el efecto desde su aparición y a partir del cual el factor afectado retornaría a las condiciones iniciales previas a la acción por medios naturales o mediante la introducción de medidas correctoras.
- Reversibilidad (RV): Se refiere a la posibilidad de reconstrucción del factor afectado por el Proyecto, es decir, la posibilidad de retornar a las condiciones iniciales previas a la acción, por medios naturales, una vez que aquella deja de actuar sobre el medio.
- Recuperabilidad (MC): Se refiere a la posibilidad de reconstrucción, total o parcial, del factor afectado como consecuencia del Proyecto, es decir la posibilidad de retornar a las condiciones iniciales previas a la actuación, por medio de la intervención humana (introducción de medidas correctoras).
- Sinergia (SI): Este atributo contempla el reforzamiento de dos o más efectos simples. El componente total de la manifestación de los efectos simples, provocados por acciones que actúan simultáneamente, es superior a la que cabría de esperar de la manifestación de efectos cuando las acciones que las provocan actúan de manera independiente, no simultánea.
- Acumulación (AC): Este atributo da idea del incremento progresivo de la manifestación del efecto, cuando persiste de forma continuada o reiterada la acción que lo genera.
- Efecto (EF): Este atributo se refiere a la relación causa-efecto, o sea a la forma de manifestación del efecto sobre un factor, como consecuencia de una acción.
- Periodicidad (PR): La periodicidad se refiere a la regularidad de manifestación del efecto, bien sea de manera cíclica o recurrente (efecto periódico), de forma impredecible en el tiempo (efecto irregular), o constante en el tiempo (efecto continuo).

Tabla 8.7. Modelo de Importancia de Impacto.

Signo		Intensidad (i) *	
Beneficioso	+	Baja	1
Perjudicial	-	Total	12
Extensión (EX)		Momento (MO)	
Puntual	1	Largo plazo	1
Parcial	2	Medio plazo	2
Extenso	4	Inmediato	4
Total	8	Critico	8
Critica	12		
Persistencia (PE)		Reversibilidad (RV)	
Fugaz	1	Corto plazo	1
Temporal	2	Medio plazo	2
Permanente	4	Irreversible	4
Sinergia (SI)		Acumulación (AC)	
Sin sinergismo	1	Simple	1
Sinérgico	2	Acumulativo	4
Muy sinérgico	4		
Efecto (EF)		Periodicidad (PR)	
Indirecto	1	Irregular	1
Directo	4	Periódico	2
		Continuo	4
Recuperabilidad (MC)		$I = \pm [3i + 2EX + MO + PE + RV + SI + AC + EF + PR + MC]$	
Recup. Inmediato	1		
Recuperable	2		
Mitigable	4		
Irrecuperable	8		

\* Admite valores intermedios.

## 8.8 Límites permisibles para el vertido

Tabla 8.8. Anexo a límites permisibles.

Anexo a límites permisibles				
Tipo	Parámetro	Límites permisibles en el vertido		
		A colectora cloacal	A conducto pluvial	A curso de agua
1	pH	5,5 - 10	5,5 - 10	5,5 - 10
2	SSEE	100 mg/l.	100 mg/l.	100 mg/l.
3	S=	1,0 mg/l.	1,0 mg/l.	1,0 mg/l.
4	SS 10'	0,5 ml/l.	---	0,5 ml/l.
5	SS 2 h	---	1,0 ml/l.	---
6	T	45° C	45° C	45° C
7	DBO	Sobre muestra bruta	Sobre muestra decantada 2 horas	Sobre muestra bruta
		200 mg/L	En conductos y canales detallados en (1) 50 mg/L	En ríos y arroyos detallados en (2) 50 mg/L
8	OC del KMnO <sub>4</sub> (a determinarse en vez de la DBO)	Sobre muestra bruta	Sobre muestra decantada 2 horas	Sobre muestra bruta
		50 mg/L	En conductos y canales detallados en (1) 20 mg/L	En ríos y arroyos detallados en (2) 20 mg/L
9	Demanda de Cloro	---	Se exige satisfacerla en los establecimientos citados en (3)	
10	Gases tóxicos o sustancias que lo producen (CN <sup>-</sup> , cianuro)	0.1 mg/L	0.1 mg/L	0.1 mg/L
11	Hidrocarburos	50 mg/L	50 mg/L	50 mg/L
12	Sustancias que interfieren en procesos de plantas de tratamiento o de autodepuración			
A)	Cromo hexavalente	0.2 mg/L	0.2 mg/L	0.2 mg/L
	Como trivalente			

		2 mg/L	2 mg/L	2 mg/L
B)	S.R.A.O. Detergentes	5 mg/L	5 mg/L Conductos: Medrano, Vega, White y Maldonado 3 mg/L	5 mg/L Vertidos a un radio menor de 5 km. de una toma de agua para bebida: 3 mg/L
C)	Cadmio	0,1 mg/l.	0,1 mg/l.	0,1 mg/l.
D)	Plomo	0,5 mg/l.	0,5 mg/l.	0,5 mg/l.
E)	Mercurio	0,005 mg/l.	0,005 mg/l.	0,005 mg/l.
F)	Arsénico	0,5 mg/l.	0,5 mg/l.	0,5 mg/l.
13	Sustancias que producen olor y sabor en el agua. Sustancias fenólicas	Con planta de tratamiento final: 5 mg/L Sin planta de tratamiento final: 0.5 mg/L	Conductos: Medrano, Vega, White y Maldonado 0.050 mg/L El resto: 0.5 mg/L	Vertidos a un radio menor de 5 km. de una toma de agua para bebida: 0.050 mg/L Otros: 0.5 mg/L