



Facultad de
Ingeniería

Universidad Nacional del Mar del Plata

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

Estudio de factibilidad de producción de alcoholes grasos

Autores

**Botto, Karen
Fages, Felipe
Mazzei, Matias**

Contacto

**karenbotto98@gmail.com
fagesfelipe@gmail.com
matias.mazzei.96@gmail.com**

Directores

**Ing. Julieta Castañer
Ing. Manuel García de la Mata
Dra. Norma Marcovich
Dr. Ezequiel Soulé**

Mar del Plata, 2022



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/).



Facultad de
Ingeniería

Universidad Nacional del Mar del Plata

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

Estudio de factibilidad de producción de alcoholes grasos

Autores

Botto, Karen

Fages, Felipe

Mazzei, Matias

Contacto

karenbotto98@gmail.com

fagesfelipe@gmail.com

matias.mazzei.96@gmail.com

Directores

Ing. Julieta Castañer

Ing. Manuel García de la Mata

Dra. Norma Marcovich

Dr. Ezequiel Soulé

Mar del Plata, 2022

Índice

| | |
|--|----|
| Resumen del contenido | 5 |
| Capítulo 1 | 8 |
| 1.1.- Resumen ejecutivo | 8 |
| 1.2.- Introducción | 11 |
| 1.2.1.- Definición del proyecto..... | 11 |
| 1.2.2.- Oleoquímica: generalidades | 11 |
| 1.3.- Sebo vacuno | 13 |
| 1.4.-Ácidos grasos | 15 |
| 1.4.1.-Descripción general | 15 |
| 1.4.2.-Clasificación | 15 |
| 1.4.2.1.- Ácidos grasos insaturados..... | 15 |
| 1.4.2.1.1.- Ácido oleico..... | 15 |
| 1.4.2.1.2.- Ácido linoleico | 16 |
| 1.4.2.2.-Ácidos grasos saturados..... | 17 |
| 1.4.2.2.1.- Ácido palmítico..... | 17 |
| 1.4.2.2.2.- Ácido esteárico | 17 |
| 1.4.3.- Obtención de ácidos grasos a partir de sebo vacuno | 18 |
| 1.4.4.- Reacciones de ácidos grasos..... | 19 |
| 1.5.- Alcoholes grasos..... | 20 |
| 1.5.1.- Descripción general | 20 |
| 1.5.2.- Clasificación | 21 |
| 1.5.3.-Usos y aplicaciones | 21 |
| 1.5.4.- Obtención de alcoholes grasos | 22 |
| 1.6.- Definición de calidad de la materia prima y especificaciones técnicas de los productos | 32 |
| 1.7.- Datos macro..... | 34 |
| 1.7.1.- Reacciones de esterificación: | 36 |
| 1.7.2.- Reacciones de hidrogenación: | 36 |
| 1.8.- Usos y aplicación de los productos | 39 |
| 1.9.- Precios de materia prima y de productos terminados | 40 |
| 1.10.- Producción de alcoholes grasos en Argentina y a nivel mundial | 43 |
| 1.10.1.-Impacto del COVID-19 en el mercado mundial de alcoholes grasos..... | 43 |
| 1.10.2.- Estado actual del mercado de alcoholes grasos en Argentina | 45 |
| 1.11.- Capacidad de la planta | 48 |
| 1.12.- Ubicación de la planta..... | 48 |
| 1.13.- Bibliografía: | 51 |
| Capítulo 2 | 54 |

| | |
|---|------------|
| 2.1.- Resumen ejecutivo | 54 |
| 2.2.- Ruta química | 56 |
| 2.3.-Tecnología del proceso..... | 56 |
| 2.4.- Reacciones secundarias en hidrogenación | 61 |
| 2.5.- Catálisis | 63 |
| 2.6.- Número de subplantas/sistemas y sus conexiones..... | 66 |
| 2.7.- Reciclos | 69 |
| 2.8.- Capacidad de la planta | 69 |
| 2.9.- Balances de masa | 71 |
| 2.10.- Bibliografía | 86 |
| Capítulo 3 | 88 |
| 3.1.- Resumen ejecutivo | 88 |
| 3.2.- Modelo del reactor | 89 |
| 3.3.- Modelo cinético | 92 |
| 3.3.1.- Análisis de los fenómenos difusivos | 92 |
| 3.3.2.- Primera etapa: reacciones de esterificación..... | 93 |
| 3.3.3.- Segunda etapa: reacciones de hidrogenación | 97 |
| 3.4.- Dimensionamiento del reactor | 101 |
| 3.4.1.- Cálculo del reactor: volumen, conversión, condiciones operativas..... | 101 |
| 3.6.- Bibliografía | 112 |
| 3.7.- Anexo..... | 114 |
| 3.7.1.- Pasaje de unidades de las constantes cinéticas | 114 |
| Capítulo 4 | 119 |
| 4.1.- Resumen ejecutivo | 119 |
| 4.1.1.- Dimensiones de las torres de destilación | 122 |
| 4.2.- Separadores | 124 |
| 4.2.1.- Separadores Flash..... | 124 |
| 4.2.2.- Separador centrífugo | 131 |
| 4.3.- Purificación de alcoholes grasos | 133 |
| 4.4.- Generación de vacío..... | 144 |
| 4.5.- Bibliografía | 151 |
| 4.6.- Anexo..... | 152 |
| 4.6.1.- TORRE 2: | 152 |
| 4.6.2.- TORRE 3: | 153 |
| Capítulo 5 | 155 |
| 5.1.- Resumen ejecutivo | 155 |
| 5.2.- Integración energética | 158 |

| | |
|--|------------|
| 5.3.- Suministro de las corrientes de servicio | 177 |
| 5.3.1.- Fluido calefactor..... | 177 |
| 5.3.1.1.- Calderas de fluido térmico | 177 |
| 5.3.2.- Caldera de vapor | 179 |
| 5.3.3.- Torre de enfriamiento de agua | 181 |
| 5.4.- Equipos auxiliares..... | 190 |
| 5.4.1.- Bombas..... | 190 |
| 5.4.3.- Alimentación de los sólidos y tanque de mezclado | 197 |
| 5.4.3.1.- Dimensiones sugeridas | 199 |
| 5.4.3.2.- Tiempo de residencia..... | 200 |
| 5.4.3.3.- Velocidad de giro del agitador | 201 |
| 5.4.4.- Válvulas de expansión/reductoras de presión | 208 |
| 5.5.- Bibliografía | 210 |
| 5.6.- Anexo..... | 213 |
| 5.6.1.- Torre de enfriamiento de agua | 213 |
| Capítulo 6 | 216 |
| 6.1.- Resumen ejecutivo | 216 |
| 6.2.- Inversión (CapEx) | 218 |
| 6.2.1.- Inversión total..... | 218 |
| 6.2.2.- Equipos principales e instalación de equipos | 219 |
| 6.2.3.- Inversión fija total | 226 |
| 6.2.4.- Inversión en capital de trabajo, I_w | 227 |
| 6.3.- Costo de producción | 227 |
| 6.3.1.- Costos variables | 227 |
| 6.3.1.1.- Costo de materia prima..... | 228 |
| 6.3.1.1.1.- Corriente de alimentación..... | 228 |
| 6.3.1.1.2.- Catalizador | 229 |
| 6.3.1.1.3.- Hidrógeno | 230 |
| 6.3.1.2.- Costo de envases | 230 |
| 6.3.1.3.- Costo de mano de obra directa | 232 |
| 6.3.1.4.- Costo de supervisión | 236 |
| 6.3.1.5.2.- Energía eléctrica | 237 |
| 6.3.1.5.3.- Gas natural. | 239 |
| Tabla 6.8: Consumo de gas de las calderas..... | 239 |
| 6.3.1.6.- Costo de mantenimiento..... | 240 |
| 6.3.1.7.- Costo de suministros | 241 |
| 6.3.1.8.- Costo de laboratorio..... | 241 |

| | |
|--|------------|
| 6.3.1.9.- Costo de regalías y patentes | 241 |
| 6.3.1.10.- Distribución de los costos variables..... | 242 |
| 6.3.2.- Costos fijos | 243 |
| 6.3.2.1.- Costos de inversión | 244 |
| 6.3.2.1.1.- Costo de depreciación | 244 |
| 6.3.2.1.2.- Costo de impuestos | 245 |
| 6.3.2.1.3.- Costo de seguros..... | 245 |
| 6.3.2.1.4.- Costo de financiación..... | 245 |
| 6.3.2.2.- Costo de ventas y distribución..... | 245 |
| 6.3.2.3.- Costo de dirección y administración | 245 |
| 6.3.2.4.- Costo de investigación y desarrollo | 246 |
| 6.3.2.5.- Cargos fijos de servicios | 246 |
| 6.3.2.6.- Distribución de los costos fijos..... | 246 |
| 6.4.- Rentabilidad | 247 |
| 6.5.- Cronograma del proyecto | 251 |
| 6.6.- Análisis de sensibilidad..... | 252 |
| 6.7.- Conclusiones | 253 |
| 6.8.- Bibliografía | 254 |
| Capítulo 7 | 257 |
| 7.1.- Resumen ejecutivo | 257 |
| 7.2.- Introducción | 258 |
| 7.3.- Ciclo P-H-V-A..... | 261 |
| 7.3.1.- Etapa “P” - Planificación | 262 |
| 7.3.2.- Etapa “H” - Hacer | 280 |
| 7.3.3.- Etapa “V” - Verificar | 280 |
| 7.3.4.- Etapa “A” - Actuar | 281 |
| 7.4.- Bibliografía | 283 |
| 7.5.- Anexo..... | 285 |

Resumen del contenido

El proyecto tiene como objeto de estudio el análisis de factibilidad de la producción de alcoholes grasos (específicamente cetílico y estearílico) a partir de ácidos grasos. La planta que aquí se diseña es concebida como una extensión de una planta existente de producción de ácidos grasos partiendo de triglicéridos (sebo vacuno).

La intención de este trabajo es la de presentar un estudio preliminar del proceso de interés, que permita a la gerencia de la empresa tomar una decisión sobre la conveniencia de ampliar la planta. El texto se divide en siete capítulos, cuyos objetivos se resumen a continuación:

- El capítulo 1 se titula “Estudio de prefactibilidad para la producción de alcoholes grasos”. En él se realiza una introducción al tema de estudio, presentando las sustancias con las que se va a trabajar, sus características y las reacciones químicas que las vinculan. Se exploran las distintas rutas químicas posibles, y se selecciona el proceso Lurgi. A su vez, se efectúa un estudio de mercado tanto nacional como internacional, y con la información del mercado argentino se define la capacidad de producción nominal de la planta.
- En el capítulo 2, titulado “Estructura de la planta y balances de masa”, se aborda la tecnología del proceso, esto es, el diagrama tecnológico y los equipos involucrados. También se trabaja sobre el concepto de la Eficiencia Global del Proceso, que permite obtener la capacidad instantánea o de diseño partiendo de la nominal. Por último, se aísla cada equipo para verificar el cumplimiento del balance de masa entre sus entradas y salidas.
- El capítulo 3, “Diseño del sistema de reactores”, se enfoca en el reactor, tanto constructivamente como en sus condiciones de operación. A partir de un análisis minucioso de la cinética de las reacciones (esterificación e hidrogenación), se llega a determinar el volumen óptimo del equipo. Con este valor se obtienen sus dimensiones (altura y diámetro), y con el material seleccionado se calcula su espesor. Habiendo definido la operación adiabática del mismo, se calcula el espesor de aislante requerido.

- En el capítulo 4, “Sistema de purificación”, se abordan todas las unidades que contribuyen a la obtención de los alcoholes cetílico y estearílico con un 98% de pureza: los separadores flash y las torres de destilación. Dado que las columnas operan bajo condiciones de vacío, se dedica parte del capítulo al estudio de los eyectores.
- El capítulo 5, bajo el nombre de “Integración energética y equipos auxiliares”, se explora la posibilidad de intercambiar calor entre las corrientes del proceso, buscando minimizar el uso de corrientes de servicio. Adicionalmente, se especifican todos los equipos auxiliares (bombas, compresores, válvulas y tanques) y aquellos que proveen las corrientes calientes y frías (calderas y torre de enfriamiento).
- El análisis económico del proyecto se realiza en el capítulo 6, “Evaluación económica”. En él se determina la inversión requerida para la construcción de la planta y los costos de producción. A partir de estos valores se determina la rentabilidad del proyecto y se efectúa un análisis de sensibilidad.
- Finalmente, en el capítulo 7, “Gestión ambiental”, se indaga en los componentes de un sistema de gestión ambiental y se aplican los conceptos a la planta estudiada. También se identifican aspectos e impactos ambientales y se definen objetivos y metas.

CAPÍTULO 1

Estudio de prefactibilidad para la
producción de alcoholes grasos



Capítulo 1

1.1.- Resumen ejecutivo

En base a un análisis preliminar de las ventajas y desventajas, a grandes rasgos, con respecto a la factibilidad de agregar una etapa extra de producción para la obtención de alcoholes grasos, se determina la conveniencia de ampliar la planta y llevar a cabo las etapas de producción necesarias para obtener alcoholes cetílico y estearílico a partir de los ácidos grasos producidos, los cuales tienen una demanda creciente en la actualidad y un mayor valor agregado. Un breve análisis y descripción de la oleoquímica, por otro lado, muestra la creciente preocupación por la orientación hacia la obtención de productos mediante caminos más seguros y sustentables, tal es así que la rama de la oleoquímica lentamente desplaza la utilización de materias primas históricamente convencionales, por ejemplo, las derivadas del petróleo. Es decir, hay un creciente desplazamiento de la petroquímica por la oleoquímica.

Además, una descripción de las posibles rutas de reacción para la obtención de dichos alcoholes y una comparación entre todas ellas finalmente conducen a la decisión de elegir la ruta conocida como “Wax Ester Route” (o también llamado “Proceso Lurgi”). La misma es una alternativa moderna que presenta ciertas ventajas con respecto a los procesos tradicionales que en general se basan en la esterificación de metil ésteres, necesitando de materias primas tales como el metanol, y no requiere de condiciones operativas tan desfavorables con respecto a la hidrogenación directa de los ácidos grasos. Esta ruta se basa en la recirculación de los alcoholes grasos obtenidos, y está exenta de problemas tales como la dificultad de separación de productos intermedios de los reactivos no reaccionados (como ocurriría en un proceso tradicional de esterificación y formación de metil ésteres con metanol).

Se determinó un máximo rendimiento teórico posible, teniendo en cuenta los ácidos grasos de partida (tanto los saturados como los insaturados), y considerando reacciones 100% completas, obteniendo un rendimiento máximo del 94%. Se contrastó este valor con el obtenido a partir de un paper que describe el diseño de un proceso basado en la ruta de reacción utilizada en este proyecto.

Un análisis del mercado y de la producción de alcoholes grasos a nivel mundial muestra una demanda creciente en ciertos productos derivados de éstos (por ejemplo, productos relacionados al cuidado y aseo personal, consecuencia directa del impacto de la pandemia del COVID-19), como así también ciertos factores, también consecuencia de la pandemia, que pueden impactar de manera negativa en el nivel de producción mundial.

Por último, un análisis del mercado nacional muestra a la Argentina como uno de los principales exportadores de sebo vacuno y como un importador de alcoholes grasos, lo cual es un factor que impulsa a promover el desarrollo del mercado local y la exportación de este rubro, que hoy en día está lejos de significar una fuente de ingresos considerable para el país. La facilidad para acceder a las materias primas (sebo vacuno), a los diferentes servicios, la minimización de los costos de transporte y las complicaciones en la cadena de producción que puedan derivarse con respecto a la situación actual del COVID-19, como así la potencial demanda en zonas demográficamente más densas de productos con aplicación sanitaria y la cercanía con los puertos, ubican a la provincia de Buenos Aires como el lugar idóneo para instalar la planta. Se decidió ubicar la planta en el Parque Industrial Tecnológico Quilmes, ubicado en la localidad Bernal Oeste (Ruta Provincial N°14, KM 10,500).

En las Tablas 1.1 y 1.2 se indican las composiciones de la corriente de entrada al proceso y las composiciones a obtener para las corrientes de los productos, respectivamente.

Tabla 1.1: Composiciones de la corriente de entrada al proceso

| | |
|----------------------------------|-----------|
| Ácido esteárico | 19.38%P/P |
| Ácido oleico | 46.44%P/P |
| Ácido palmítico | 29.18%P/P |
| Ácido mirístico | 0.80%P/P |
| Ácido linoleico | 4.02%P/P |
| Agua + Glicerina + Triglicéridos | 0.18%P/P |

Tabla 1.2: Composiciones mínimas requeridas de las corrientes de salida
(productos finales)

| | |
|---------------------------|--------|
| Alcohol cetílico (C16) | 98%P/P |
| Alcohol estearílico (C18) | 98%P/P |

1.2.- Introducción

1.2.1.- Definición del proyecto

El objetivo de este proyecto es la evaluación de factibilidad del diseño de una planta industrial para la producción de alcoholes grasos a partir de sebo vacuno, para una empresa que actualmente produce ácidos grasos fraccionados. Se plantea, como alternativa, partir de los ácidos grasos previos a su fraccionamiento para obtener alcoholes grasos (particularmente cetílico y estearílico), un producto de mayor valor agregado, determinando la inversión adicional que implica la instalación de nuevos equipos para la etapa adicional del proceso. Se realizará un análisis costo/beneficio que permita decidir si es conveniente o no llevar a cabo la modificación del proceso.

Se puede hacer una lista preliminar con ventajas y desventajas:

Ventajas:

- ✓ Es un producto con mayor valor agregado y muchas más aplicaciones en la industria actual.
- ✓ La demanda de algunos de los productos derivados de los alcoholes grasos aumentó en el último tiempo como consecuencia del COVID-19.
- ✓ Es una oportunidad de ampliar el mercado mediante la sustitución de importaciones (Argentina exporta una pequeña cantidad de los alcoholes grasos que son importados, los cuales no se producen en el país a escala industrial).

Desventajas:

- ✗ Resulta necesario agregar una línea extra a la planta de producción de ácidos grasos ya instalada (esto implica la compra de nuevos equipos y mayores costos operativos).

1.2.2.- Oleoquímica: generalidades

La oleoquímica tiene como fin la obtención de sustancias que puedan emplearse como materias primas en diversos procesos de la industria química, partiendo de grasas y aceites de origen animal y vegetal. Es de interés aprovechar este tipo de compuestos dado que el sebo vacuno (entre otros derivados de la producción animal)

y los aceites vegetales usados constituyen los residuos de otras actividades industriales. Los productos de la oleoquímica también pueden obtenerse a partir del petróleo crudo; sin embargo, es importante el estudio del procesamiento de materias primas vegetales y animales dado que se trata de recursos renovables y los compuestos resultantes son biodegradables.

Al hacer referencia a grasas y aceites por separado no se está discriminando en función de sus propiedades, sino que se diferencia a estos lípidos por sus estados de agregación (a temperatura ambiente las grasas son sólidas y los aceites, líquidos). En ambos casos, los compuestos químicos predominantes son los triglicéridos, cuya estructura química se esquematiza en la Figura 1.1:

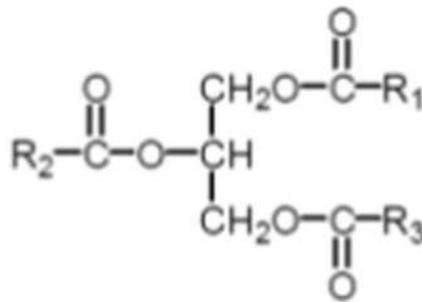


Figura 1.1: Estructura general de un triglicérido

Un triglicérido, o triacilglicerol, consiste en una molécula del triol glicerol que tiene a sus tres grupos -OH formando cada uno un enlace éster con una molécula de ácido graso. Como se muestra en el esquema, los ácidos no tienen por qué ser los mismos, sino que pueden estar conformados por cadenas hidrocarbonadas R_1 , R_2 y R_3 . Estas cadenas a su vez pueden presentar o no insaturaciones.

Los productos oleoquímicos básicos son los ácidos grasos, alcoholes grasos, aminas grasas, ésteres metílicos de ácidos grasos y el glicerol. A partir de estos compuestos es posible la síntesis de los llamados “oleoquímicos derivados” que incluyen a los

glicéridos tensoactivos (monoglicéridos y diglicéridos), jabones, amidas grasas, compuestos de amonio cuaternario, amino óxidos, alcoholes grasos etoxilados, entre otros. Las sustancias oleoquímicas son ampliamente utilizadas en diversos campos de la industria como son la producción de tensoactivos, lubricantes, combustibles, disolventes, insecticidas, detergentes y cosméticos entre otros.

1.3.- Sebo vacuno

El sebo es la grasa cruda que se obtiene de animales de alimentación herbívora: buey, ternera, oveja o cordero. Tiene un punto de fusión de entre 39°C y 40°C, siendo sólido a temperatura ambiente pero fundiendo fácilmente a temperaturas relativamente altas como al vapor. En la Figura 1.2 se muestra una fotografía de trozos de sebo vacuno.



Figura 1.2: Sebo vacuno

El sebo, como subproducto reciclable, resulta apto como materia prima, con usos industriales tales como la fabricación de jabones (históricamente, el uso principal del sebo), velas, la producción de biodiesel y otros oleoquímicos. También puede usarse como fundente para soldaduras. Incluso tiene aplicaciones en tratamientos de belleza, brindando diferentes beneficios a nivel estético. El sebo vacuno, además de los aceites vegetales usados, sirve como la materia prima para la obtención de alcoholes grasos.

Argentina actualmente es un país exportador no sólo de carnes sino también de otros subproductos como lo son el sebo que, dada su creciente aplicación en los biocombustibles, resulta de una demanda también creciente en países como Brasil (en el año 2020, se exportaron 1082 toneladas de sebo vacuno). También se exporta a Europa y México. Por otra parte, la firma Swift Argentina S.A. logró concretar en el mes de marzo del 2021 la primera exportación de sebo vacuno con destino a los Estados Unidos, con el objetivo de ser utilizado en la producción de biodiesel.

En la Tabla 1.3, se reúnen algunas características físicas y químicas del sebo vacuno.

Tabla 1.3: Características físicas y químicas del sebo vacuno

| Propiedades | Sebo vacuno |
|-------------------------------|-------------|
| Índice ácido | 2 |
| Índice de yodo | 32-50 |
| Índice de saponificación | 190-202 |
| Temperatura de solidificación | max. 46°C |
| % materia insaponificable | 1.2 |
| % ácidos saturados | 49.36 |
| % ácidos insaturados | 47.46 |

Los índices incluidos en la tabla anterior son valores que dan cuenta de la pureza de los compuestos, y por lo tanto son empleados como especificaciones de calidad. Sus definiciones son las siguientes:

- **Índice ácido:** número de miligramos de KOH necesario para neutralizar los ácidos grasos libres presentes en 1 gramo de producto.
- **Índice de saponificación:** número de miligramos de KOH necesario para saponificar los ácidos y ésteres presentes en 1 gramo de producto. Junto con

el índice ácido, es una medida del contenido de ésteres libres.

- **Índice de yodo:** número de gramos de yodo que son absorbidos por cada 100 gramos de producto. Dado que la molécula de I_2 reacciona con el doble enlace $C=C$, este índice es una medida del contenido de insaturaciones en el producto.

1.4.-Ácidos grasos

1.4.1.-Descripción general

Los ácidos grasos son ácidos carboxílicos formados por cadenas hidrocarbonadas de 4 a 30 átomos de carbono unidas en un extremo al grupo $-COOH$. Los ácidos grasos forman parte de los fosfolípidos y glucolípidos, moléculas que constituyen la bicapa lipídica de todas las membranas celulares. En los mamíferos, la mayoría de los ácidos grasos se encuentran en forma de triglicéridos, los cuales se almacenan en el tejido adiposo.

1.4.2.-Clasificación

Los ácidos grasos se clasifican en saturados e insaturados, según la presencia o no de dobles enlaces en la cadena hidrocarbonada.

1.4.2.1.- Ácidos grasos insaturados

Los ácidos grasos insaturados se corresponden con los que presentan dobles enlaces entre carbonos y suelen ser líquidos a temperatura ambiente. Su clasificación comprende los ácidos oleico, linoleico y araquidónico, entre otros.

1.4.2.1.1.- Ácido oleico

El ácido oleico está formado por dieciocho átomos de carbono. Es un ácido graso monoinsaturado típico de los aceites vegetales. A temperatura ambiente es un líquido aceitoso de color amarillo pálido o marrón amarillento. Presenta un punto de fusión de $15^{\circ}C$ y un punto de ebullición de $360^{\circ}C$. El ácido oleico se incluye en la dieta humana normal a través del consumo de grasa animal o aceites vegetales.

Como su sal de sodio, es un componente importante del jabón como agente emulsionante. También se utiliza como emoliente. Pequeñas cantidades de este ácido

se utilizan como excipiente en productos farmacéuticos, y como un emulsionante o agente solubilizante de productos en aerosol. En la Figura 1.3 se muestran esquemas de la estructura del ácido oleico.



Figura 1.3: Estructura del ácido oleico

1.4.2.1.2.- Ácido linoleico

El ácido linoleico es un ácido graso insaturado de dieciocho carbonos. Se encuentra en aceites vegetales y, especialmente, en la carne y leche procedente de animales rumiantes. Tiene ciertos beneficios para el ser humano: sube las defensas, disminuye los niveles de grasa corporal, disminuye la presión arterial, ayuda a controlar los triglicéridos y el colesterol, y reduce el riesgo de enfermedades del sistema circulatorio. En la Figura 1.4, se esquematiza la estructura del ácido linoleico.

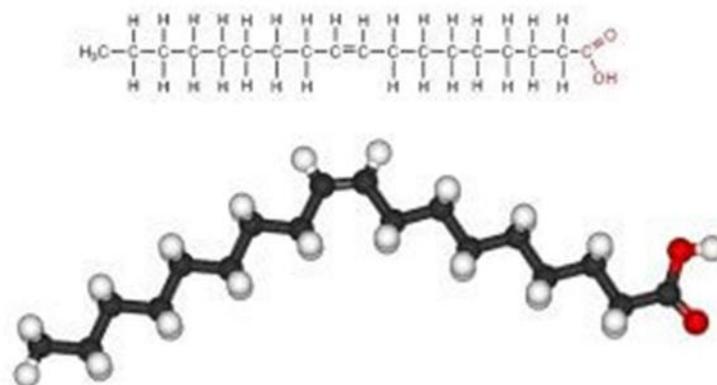


Figura 1.4: Estructura del ácido linoleico

1.4.2.2.-Ácidos grasos saturados

Los ácidos grasos saturados son aquellos que tienen una estructura con enlaces simples entre carbonos. Tienden a formar largas cadenas y ser sólidos a temperatura ambiente, con excepción de los que tienen cadena corta, que suelen ser volátiles. Existen muchos ácidos dentro de esta clasificación, como el valérico, butírico, mirístico, palmítico y esteárico.

1.4.2.2.1.- Ácido palmítico

El ácido palmítico está conformado por dieciséis átomos de carbono. Es un sólido blanco con ligera tonalidad amarillenta que se licúa a unos 63,1 °C.

El ácido palmítico es el principal ácido graso saturado presente en el cuerpo del ser humano, así como en su dieta, constituyendo aproximadamente un 60% de la misma. Es el más abundante en las carnes, grasas lácteas y en los aceites vegetales. En la Figura 1.5 se presenta la estructura de este ácido.

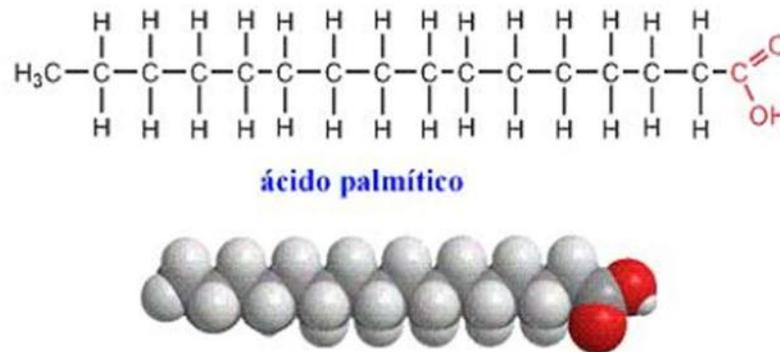


Figura 1.5: Estructura del ácido palmítico

1.4.2.2.2.- Ácido esteárico

El ácido esteárico es un ácido graso saturado de dieciocho átomos de carbono presente en aceites y grasas animales y vegetales. A temperatura ambiente es un sólido parecido a la cera. Algunas de sus sales, principalmente de sodio y potasio, tienen propiedades como tensoactivas.

Las principales aplicaciones de este ácido son como lubricantes para plásticos, productos auxiliares en industria textil, producción de jabones para cosméticos y

detergentes. También se aplica en producción de ceras, ésteres, sales metálicas, agentes de recubrimiento hidrofóbicos, velas o caucho para neumáticos. Asimismo, tiene aplicaciones en la industria farmacéutica y también como aditivo alimentario en la producción de envases plásticos para distintos alimentos. En la Figura 1.6 se esquematiza la estructura del ácido esteárico.

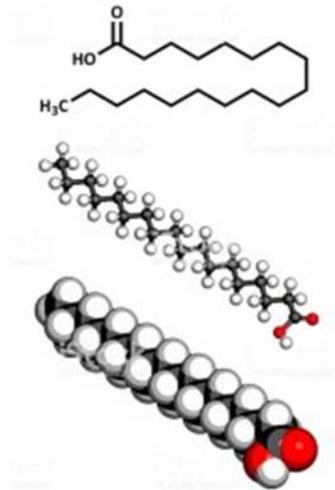
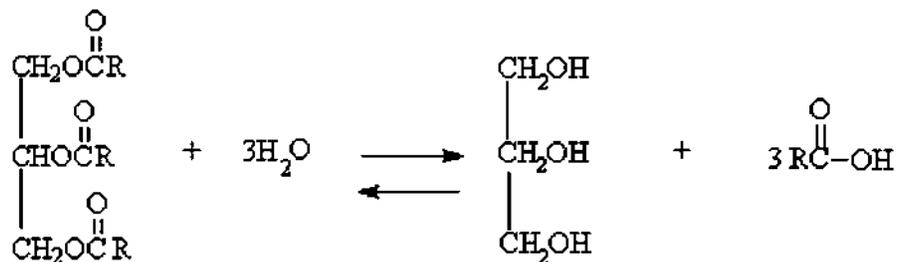


Figura 1.6: Estructura del ácido esteárico

1.4.3.- Obtención de ácidos grasos a partir de sebo vacuno

Los ácidos grasos pueden obtenerse a partir de los triglicéridos contenidos en el sebo vacuno a través de una reacción de hidrólisis. La misma se representa con la siguiente ecuación química:



Tal como se ha mencionado con anterioridad, el presente trabajo pretende estudiar la ampliación de una planta de producción de ácidos grasos previamente diseñada. Dicho diseño fue efectuado por Marascio E., Pellasio M. y Rodríguez L. en su tesis de

grado “Diseño de una planta de ácidos grasos para la reutilización y valorización de la grasa vacuna”. Los autores seleccionaron el proceso conocido como Hidrólisis Colgate-Emery para conseguir los ácidos grasos. El mismo no requiere del uso de un catalizador, a diferencia de otras alternativas que cuentan con catálisis ácida, enzimática o heterogénea.

En el trabajo citado se informa que el reactor de hidrólisis se opera a una temperatura de 250°C y una presión de 50 bar. Este reactor, también llamado “splitting tower”, se asimila a un reactor tubular en el que los reactivos ingresan y circulan en contracorriente. La Figura 1.7 muestra un esquema del proceso descrito.

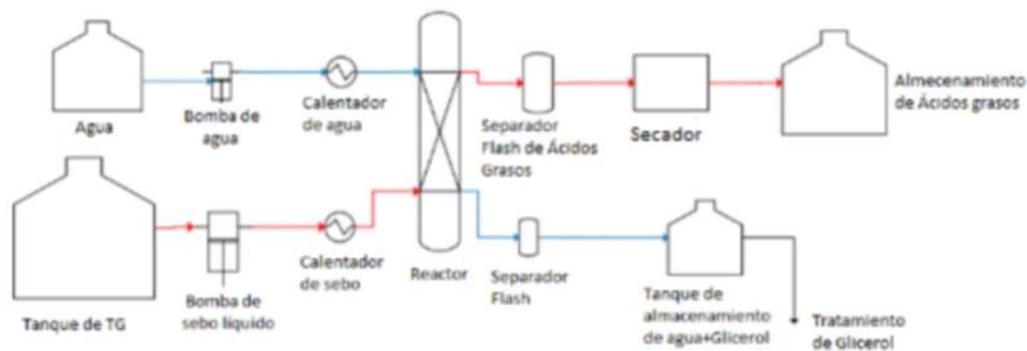


Figura 1.7: Esquema del proceso de obtención de ácidos grasos

Una vez obtenidos los ácidos grasos, los mismos pueden ser hidrogenados o no, previamente al proceso de destilación. Este paso de hidrogenación puede ser total (para llegar hasta compuestos saturados) o parcial.

1.4.4.- Reacciones de ácidos grasos

En el grupo carboxilo se presentan dos reacciones principales: la esterificación y la saponificación. En la cadena hidrocarbonada se da la oxidación y la hidrogenación. Por otro lado, otras reacciones en las que aparecen ácidos grasos son la autooxidación y el enrarecimiento. Más adelante, se explican las reacciones de

esterificación e hidrogenación, dado que dan lugar a las distintas rutas para la obtención de alcoholes grasos.

1.5.- Alcoholes grasos

1.5.1.- Descripción general

Los alcoholes grasos son alcoholes primarios con un alto peso molecular. Generalmente tienen un número par de átomos de carbono y un grupo (-OH) unido al carbono terminal. La forma física de los alcoholes grasos depende en gran medida de la longitud de la cadena, el nivel de insaturación, y las ramificaciones presentes (o no) de grupos metilo. Por ejemplo, el alcohol estearílico es un alcohol saturado que contiene 18 carbonos y tiene un punto de fusión de 58°C. El alcohol oleílico contiene 18 carbonos con un doble enlace y tiene un punto de fusión de -7.5°C. El alcohol isoestearílico contiene 18 carbonos con una ramificación (grupo metilo), y tiene un punto de fusión de -60°C.

Los alcoholes grasos de origen natural pueden producirse transesterificando triglicéridos de origen vegetal o animal, usando metanol, seguido de hidrogenación de los ésteres resultantes al alcohol. También, se obtienen mediante esterificación de los ácidos grasos, los cuales se obtienen mediante hidrólisis de los triglicéridos presentes en grasas/aceites vegetales con una posterior hidrogenación de los ésteres (estas rutas serán descritas más adelante en el capítulo). Los alcoholes grasos también se pueden preparar a partir de materias primas de petróleo utilizando el proceso Ziegler, en el que se polimeriza etileno utilizando trietilaluminio seguido de oxidación con aire; este proceso produce alcoholes pares.

En el último tiempo, ha crecido cada vez más la producción de alcoholes grasos mediante las rutas previamente descritas, desplazando de manera creciente la utilización de materias primas derivadas del petróleo.

1.5.2.- Clasificación

Los alcoholes grasos pueden ser saturados o insaturados. Los alcoholes grasos saturados son muy estables a los agentes oxidantes/reductores, y son termoestables. También reaccionan fácilmente con ácidos grasos para formar ésteres, son etoxilados para formar emulsionantes y sulfatados para formar tensioactivos aniónicos comúnmente usados en formulaciones de shampoo.

Los alcoholes grasos insaturados presentan ventajas frente a los saturados de misma longitud de cadena debido a que tienen doble funcionalidad de alcohol y olefina, lo cual los hace útiles en la elaboración de derivados con propiedades especiales, tales como aditivos de aceites lubricantes y de corte para presiones extremas y porque sus puntos de fusión son menores que los correspondientes saturados, influenciados por la presencia de los dobles enlaces.

1.5.3.-Usos y aplicaciones

Los alcoholes grasos tienen amplia aplicación en la industria: se encuentran entre los ingredientes más utilizados en las formulaciones para el cuidado personal y el hogar. Se utilizan en una variedad de productos como el shampoo, acondicionador, gel de ducha, antitranspirante y lápiz labial. Las aplicaciones de los alcoholes grasos incluyen:

- Espesante de emulsiones de aceite en agua mediante la formación de redes de gel cristalino laminar (alcoholes cetílicos, estearílicos, behenílicos)
- Formulaciones espesantes anhidras
- Emolientes utilizados para modificar la sensación de la piel
- Agentes de acoplamiento/disolventes en formulaciones cosméticas coloreadas anhidras
- Materias primas para producir tensioactivos y emulsionantes
- Materias primas para producir ésteres emolientes cosméticos

Además se emplean directamente como plastificantes, lubricantes y auxiliares textiles.

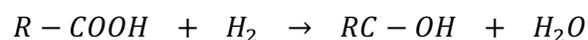
1.5.4.- Obtención de alcoholes grasos

Los alcoholes grasos pueden obtenerse a partir de grasas o aceites o a través de la petroquímica. En el último tiempo, ha aumentado considerablemente la producción de alcoholes grasos por oleoquímica debido a que el petróleo es un recurso no renovable sumado al aumento de su valor y el de sus derivados. De esta forma, su producción implica un menor impacto ambiental debido a su biodegradabilidad y su forma de obtención.

La producción comercial de alcoholes grasos se basa en tres procesos químicos: la síntesis Oxo, la síntesis Ziegles y la hidrogenación catalítica a alta presión de ácidos grasos, sus ésteres o partiendo de triglicéridos. Los dos primeros procesos utilizan materias primas derivadas del petróleo como olefinas y etileno, generando así alcoholes sintéticos saturados que pueden presentar cadenas lineales o ramificadas con un número impar o par de carbonos, dependiendo del proceso y las variantes del mismo. La hidrogenación a alta presión de grasas produce por su parte alcoholes grasos naturales de cadena lineal que pueden ser saturados o insaturados dependiendo del catalizador usado. En adición a la mayor conveniencia ambiental del producto y disponibilidad de materias primas, este proceso tiene la ventaja de obtención de productos con una distribución uniforme de longitudes de cadena carbonada en comparación con los procesos petroquímicos mucho menos selectivos.

La catálisis heterogénea es una alternativa que permite la obtención limpia de químicos finos con catalizadores reutilizables, facilitando además la remoción o transformación de subproductos generados en el proceso. Sin embargo, en comparación con los procesos en fase homogénea se debe emplear por lo general temperaturas y presiones mayores con el fin de incrementar la velocidad de reacción. A continuación se introducen las diferentes vías de obtención de alcoholes grasos con cierto grado de detalle:

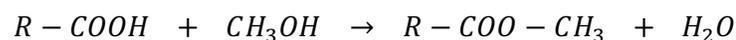
- **Hidrogenación de ácidos grasos a alta presión:** La ecuación química general de esta vía es la siguiente:



En primer lugar, se lleva a cabo una hidrólisis de los triglicéridos presentes en la materia prima (aceites vegetales o sebo vacuno), para obtener los ácidos grasos que posteriormente son hidrogenados. El proceso se lleva a cabo en fase líquida en un reactor de lecho fluidizado a una presión de alrededor de 30 MPa y temperaturas entre 260-300°C. El uso de altas presiones representa mayores costos de instalación y operativos. Además, el uso de altas temperaturas provoca la hidrogenación de parte del alcohol graso producido, obteniendo una cierta cantidad de hidrocarburo como subproducto.

La hidrogenación directa de ácidos grasos implica condiciones de reacción menos drásticas que la de los triglicéridos, pero el proceso tiene ciertos requerimientos en cuanto a equipos y tipo de catalizador. Se requieren equipos resistentes a la corrosión debido al medio ácido en el que se lleva a cabo la reacción y el catalizador debe ser resistente a estas condiciones. Es por esto que esta vía no se usa a gran escala comercial.

- **Hidrogenación de metil-ésteres:** Es un proceso más preferido a nivel industrial que la hidrogenación directa de los ácidos grasos debido a que es más sencilla la hidrogenación del éster, aunque se requieren etapas adicionales de separación del metanol. El proceso se lleva a cabo a presiones entre 25 y 30 MPa y a temperaturas que oscilan entre 250-300°C en un reactor de lecho fijo o de lecho agitado. En lugar de llevarse a cabo una hidrogenación directa de los ácidos grasos, este proceso incluye una etapa de esterificación de dichos ácidos, generalmente con metanol, para producir ésteres de metilo que luego son hidrogenados para obtener los alcoholes grasos. Comúnmente, el metanol es recirculado para producir más éster de metilo. Ambas reacciones se representan con las siguientes ecuaciones químicas genéricas:



La mezcla de reacción se enfría y se separa en una fase gaseosa conformada principalmente por hidrógeno, que es recirculado, y una fase líquida de alcohol/metanol, que se expande en un tanque flash donde se separa el metanol del alcohol graso. Éste no requiere de purificación adicional, pero si se busca una fracción específica de producto se puede utilizar una unidad de rectificación apropiada. En la Figura 1.8 se muestra un esquema del proceso de hidrogenación de ésteres metílicos.

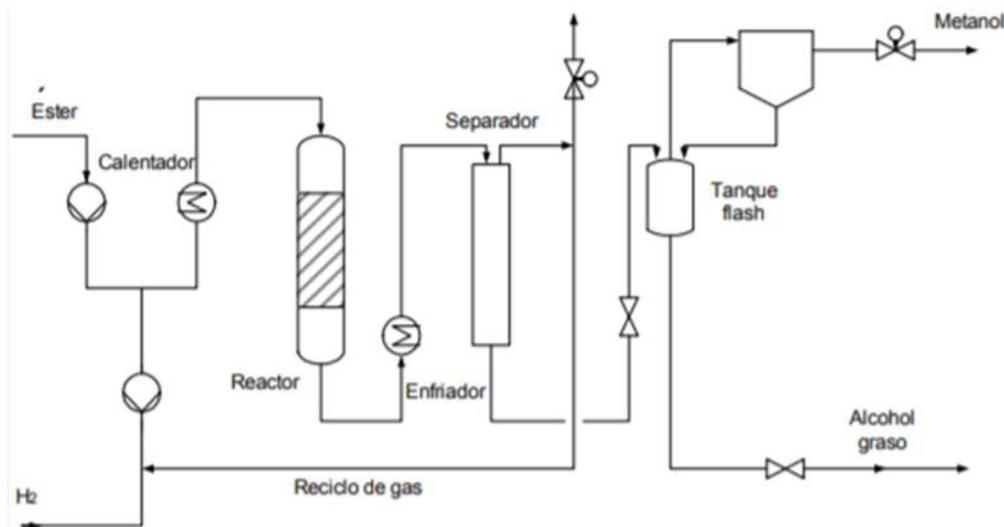


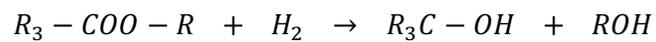
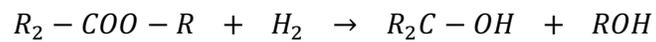
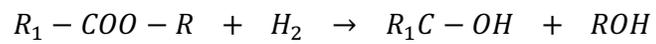
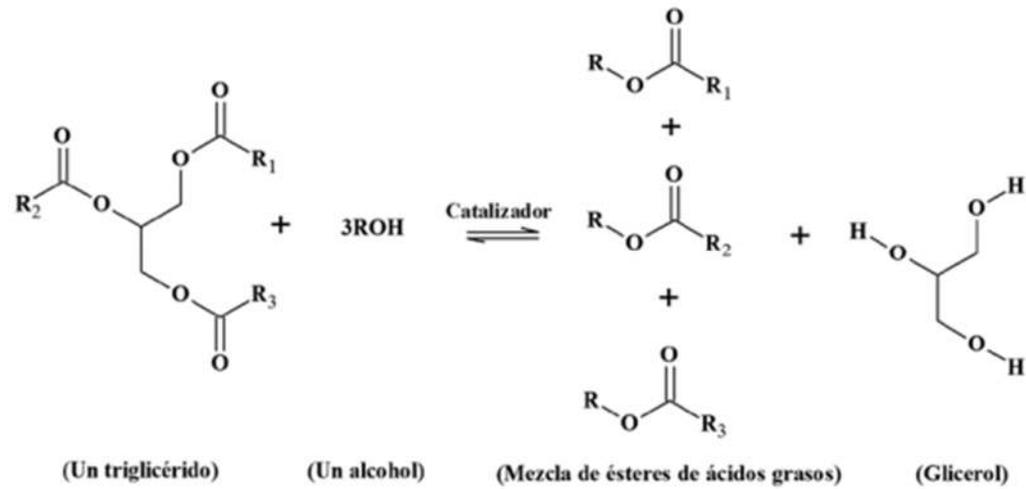
Figura 1.8: Diagrama tecnológico para el proceso de hidrogenación de ésteres metílicos

Una desventaja importante del proceso con base en los ésteres metílicos radica en el hecho de que los ésteres que permanecen sin reaccionar presentan puntos de ebullición similares a los de los alcoholes grasos producidos. Esto dificulta su separación a través de una operación de destilación, dando lugar a que sean necesarias múltiples columnas. Una manera de evitar la utilización de múltiples columnas de destilación es realizar la hidrogenación a muy altas presiones y temperaturas para asegurar una mínima cantidad de ésteres metílicos como parte de los productos de la hidrogenación. La desventaja principal es la formación de alcanos como subproductos, lo cual disminuiría la calidad del producto obtenido y el

rendimiento del proceso, además de los mayores costos de instalación y operación que requeriría el operar a más altas presiones.

Una segunda alternativa, en lugar de modificar las condiciones de hidrogenación, es la remoción del éster sin reaccionar por hidrólisis en solución acuosa básica, por ejemplo, una solución caliente de hidróxido de sodio. En este caso, se formará una sal de ácido graso, que se perderá en la fase líquida. Como la sal de sodio o cualquier otra sal de metal alcalino de ácidos grasos actúa como jabón, puede resultar complicada la separación de la fase acuosa del alcohol formado debido a la posible formación de emulsiones, lo cual constituye una desventaja para esta alternativa.

- **Formación de metil-ésteres por transesterificación de los triglicéridos:** En lugar de llevar a cabo una hidrólisis de los triglicéridos para obtener los correspondientes ácidos grasos y realizar su posterior esterificación, este proceso consta de una primer etapa de desacidificación de los triglicéridos, para tener las condiciones necesarias para llevar a cabo una transesterificación de los mismos, usando metanol (la etapa de desacidificación asegura el medio básico para llevar a cabo la transesterificación). Luego, el éster metílico formado se somete a hidrogenación para obtener los alcoholes grasos. Tanto las reacciones de transesterificación (que se llevan a cabo en equilibrio) como las de hidrogenación requieren de la presencia de catalizadores. La secuencia de reacciones se representa por las siguientes ecuaciones químicas, donde el grupo orgánico “R” es el grupo metilo $-CH_3$:



El metanol generado es recirculado para formar más éster de metilo. En la Figura 1.9 se muestra un diagrama de bloques del proceso:

Ruta Metil ester

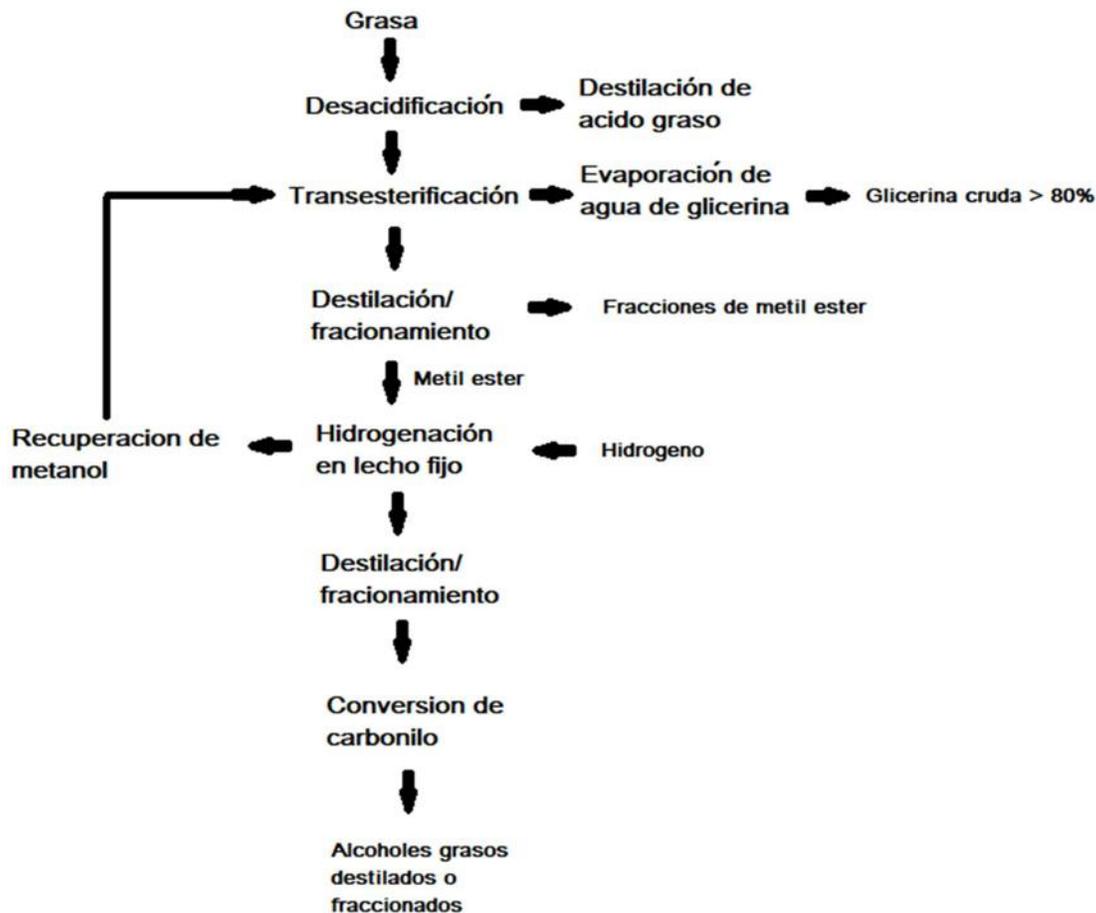


Figura 1.9: Diagrama de bloques de la obtención de alcoholes grasos a partir de la transesterificación de los triglicéridos con metanol

- Hidrogenación de ésteres de cera:** como alternativa a la hidrogenación directa de los ácidos grasos, la siguiente ruta consiste en la formación de ésteres de cera, a partir de la recirculación de los alcoholes grasos formados (“Wax Ester Route”). Consta en primer lugar de una hidrólisis de los triglicéridos para obtener los ácidos grasos, que reaccionan con los alcoholes grasos formados como producto para obtener el éster (éster de cera), posteriormente hidrogenado para formar los alcoholes grasos que son reciclos para favorecer la formación del éster graso.

Existen diferentes tecnologías para este proceso en particular. Por un lado, el pretratamiento de las grasas animales para la obtención de los ácidos grasos (hidrólisis), que luego, en un reactor de tipo agitado, son introducidos junto con una corriente de recirculación de alcoholes grasos formados y una corriente de algún gas inerte (generalmente nitrógeno) que arrastra las moléculas de agua formadas de la mezcla líquida. La agitación es intensa y a una temperatura de alrededor de 255°C, y puede operarse por lotes o de manera continua.

Como alternativa, y para procesos continuos, puede operarse con varios reactores en serie, en los cuales se opera a presión atmosférica con un gas inerte (nitrógeno) o bien se opera a un vacío de aproximadamente 0.075 bares.

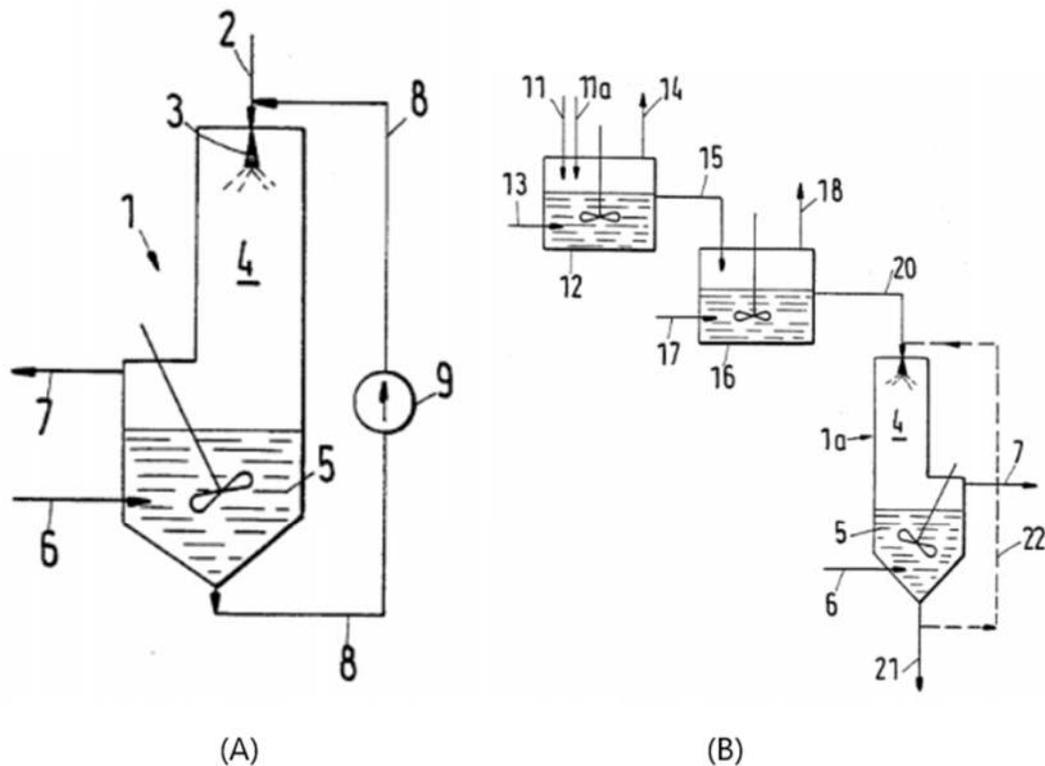


Figura 1.10: Diagramas tecnológicos para la obtención de ésteres de cera

En la Figura 1.10-A (a la izquierda) se representa un proceso batch para la formación de ésteres de cera. Para un proceso en continuo, un esquema como el de la Figura 1.10-B (a la derecha) es mucho más apropiado. Cada uno de los reactores presenta una alimentación de algún gas inerte (nitrógeno) además de una mezcla de ácidos

grasos y (en el caso del primer reactor) alcoholes grasos. Las salidas 14, 18 y 7 representan la mezcla del gas inerte junto con el vapor de agua formado durante la reacción.

Luego se lleva a cabo la hidrogenación del éster de cera, en general en reactores de lecho fijo, en presencia de catalizadores (generalmente catalizadores de cobre en polvo o granulares) y a altas presiones y temperaturas (100°C - 300°C , 20 bar - 400 bar). Esta segunda parte del proceso se esquematiza en la Figura 1.11.

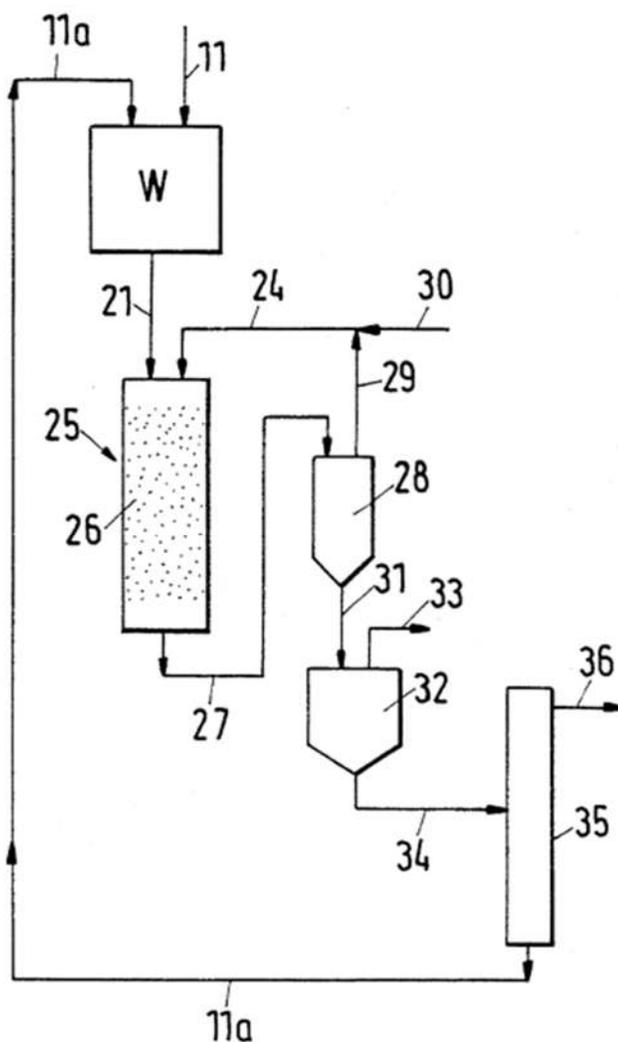


Figura 1.11: Esquema del proceso completo para la obtención de alcoholes grasos a partir de la hidrogenación de ésteres grasos

El producto intermediario, rico en éster de cera, formado en una única etapa (proceso batch) o en varios tanques en serie (operación continua, más apropiada para el proceso buscado, representado con la letra W), ingresa al reactor en el que se llevará a cabo la hidrogenación (25) junto con una alimentación de hidrógeno (línea 24). Dicho reactor consiste en un lecho fijo formado por catalizadores granulares, por ejemplo, a base de cobre (partículas de aproximadamente 1 a 30 mm). El producto hidrogenado, junto con el hidrógeno que no reaccionó, ingresan a un equipo de separación en caliente (28). El hidrógeno pasa a la fase gaseosa rápidamente bajo una presión ligeramente más baja y es eliminado (línea 29). Dicho hidrógeno, junto con el hidrógeno fresco (línea 30) ingresan nuevamente al reactor de hidrogenación. Por el fondo del separador, un producto crudo con al menos un 75% en peso de alcoholes grasos ingresa a un separador flash, desde el cual el vapor de agua formado por reacciones secundarias es eliminado (línea 33). El producto crudo resultante es alimentado mediante la línea 34 a una columna de destilación (35), por donde los alcoholes grasos son obtenidos como producto (línea 36). El producto de fondo es una mezcla de alcoholes grasos y ésteres de cera, reciclados a la sección W (al reactor de formación de los ésteres de cera).

Si bien este proceso previo a la hidrogenación se presenta simple y no requiere, por ejemplo, del uso de catalizadores, en los últimos años la compañía Lurgi ha desarrollado una alternativa al proceso de formación de alcoholes grasos usando ésteres de cera como producto intermedio, alimentando al mismo reactor los ácidos grasos, el hidrógeno, y los alcoholes grasos, produciéndose simultáneamente en el mismo reactor la reacción de formación de los ésteres de cera y la hidrogenación de los mismos. El proceso se lleva a cabo en fase líquida en un reactor de lecho fluidizado. La mezcla de reacción se separa por medio de un sistema de enfriamiento y expansión, donde se recupera hidrógeno y se elimina el agua de reacción; por medio de un separador centrífugo se separa una fase clara de alcohol graso de la mezcla alcohol/catalizador, de esta última se elimina el catalizador gastado, se añade catalizador fresco y se recircula al reactor. La fase clara se hace pasar por un segundo filtro que remueve las trazas de sólidos y se envía al tanque de almacenamiento o a

una columna de destilación. La reacción se lleva a cabo a altas presiones y temperaturas (típicamente 30 MPa, y entre 250°C y 300°C), por lo que es complicado evitar la formación de hidrocarburos como subproductos.

Este proceso también se opera como un proceso de suspensión (“slurry”), con cromito de cobre finamente dividido como catalizador en la hidrogenación. El proceso Lurgi se esquematiza en la Figura 1.12.

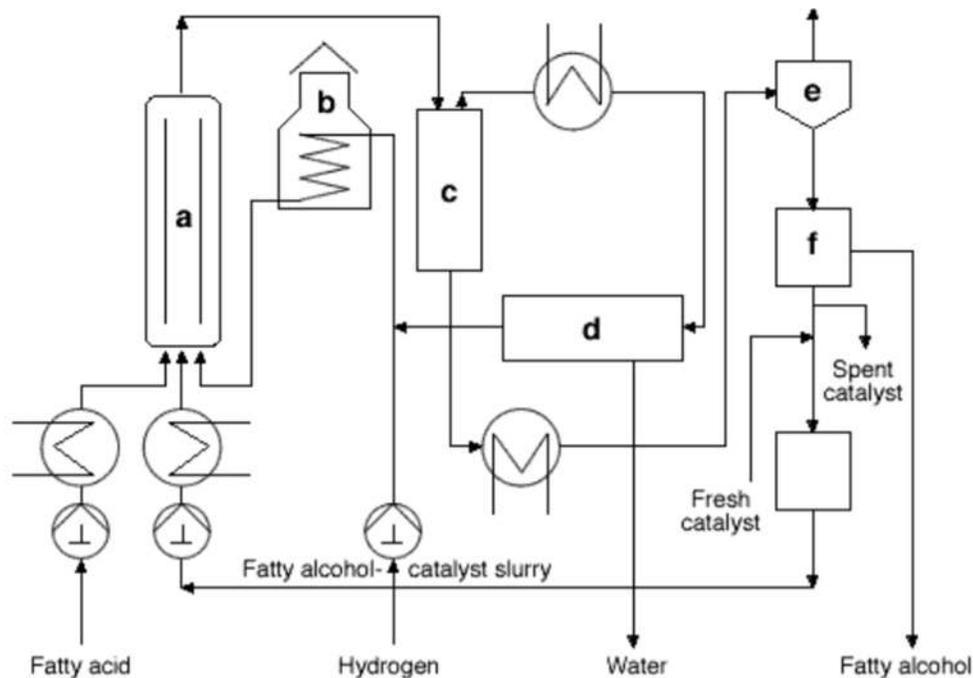


Figura 1.12: Diagrama tecnológico para la obtención de alcoholes grasos a través de la esterificación e hidrogenación en el mismo reactor

Como se ve en la figura, el sistema consta de un único reactor (a), y luego, equipos auxiliares: un calentador (b), un separador en caliente (c), un separador en frío (d), un separador flash (e), y un equipo para lograr la separación del catalizador (f).

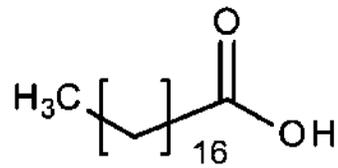
A través del análisis y la descripción de las posibles rutas, se ve que esta última alternativa no requiere de la utilización de metanol como agente necesario para el proceso de esterificación, el cual luego debería ser separado y removido, y de alguna forma, descartado. Directamente, se utiliza el alcohol formado para producir un

compuesto intermedio, en este caso el éster de cera, que luego ingresará al reactor en el que se llevará a cabo la hidrogenación (o bien, como se vio en el proceso de Lurgi, el mismo éster es formado en el reactor en que ocurre la hidrogenación). Este compuesto intermedio no representa ningún problema de tipo operativo ni supone ninguna etapa de separación adicional, es un producto intermedio que reaccionará en la etapa de hidrogenación, formándose el alcohol. Además, la etapa de transesterificación que correspondería a la formación del metil-éster requiere de un medio básico, lo cual requiere una etapa adicional de desacidificación. Como se explicó previamente, la cercanía en las temperaturas de ebullición constituía la principal desventaja de los métodos de obtención de alcoholes mediante formación de metil-ésteres. Se ha visto que prácticamente todos los caminos para la obtención de alcoholes requieren altas temperaturas, lo cual es una desventaja principalmente en la etapa de hidrogenación. El proceso Lurgi no es la excepción, requiere altas temperaturas y presiones, además de la utilización de varios equipos auxiliares al reactor de hidrogenación, pero no presenta problemas en cuanto a los materiales necesarios y el costo de los mismos, como se vió en la hidrogenación directa de los ácidos grasos que requieren de equipos especiales resistentes a la corrosión. No requiere la utilización de metanol, el cual es potencialmente contaminante, además de la dificultad operativa que ya se mencionó con respecto a la posibilidad de separación, y aprovecha al máximo el éster de cera no reaccionado o bien el alcohol graso producido al llevarse a cabo la recirculación para la etapa de hidrogenación.

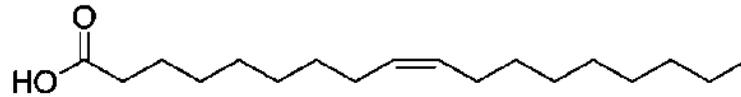
1.6.- Definición de calidad de la materia prima y especificaciones técnicas de los productos

Se busca diseñar un proceso que permita la obtención de los alcoholes cetílico y estearílico a partir de la producción de ácidos grasos de una planta ya existente. La materia prima está constituida por una mezcla de ácidos saturados e insaturados (cuyas estructuras se indican a continuación) junto con subproductos del procesamiento anterior. Las composiciones se expresan como porcentajes en peso, %P/P.

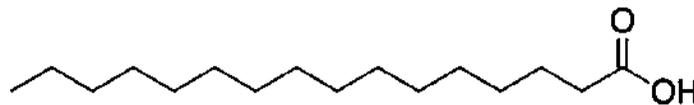
- Ácido esteárico: 19,38%



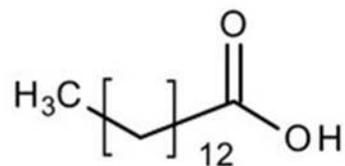
- Ácido oleico: 46,44%



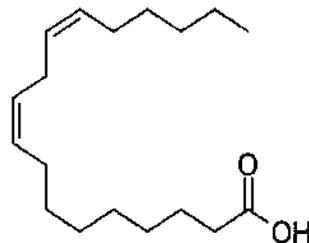
- Ácido palmítico: 29,18%



- Ácido mirístico: 0,80%



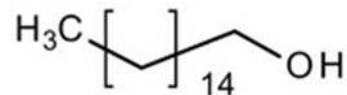
- Ácido linoléico: 4,02%



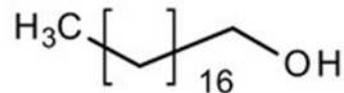
- Agua + Glicerina + Triglicéridos: 0,18%

A continuación, se muestran las estructuras de los alcoholes que se busca obtener. Es importante destacar que se desean purezas iguales o mayores al 98% en peso para ambos productos.

- Alcohol cetílico:



- Alcohol estearílico:



Analizando la naturaleza de las reacciones involucradas en el proceso (esterificación e hidrogenación), como se muestra en la siguiente sección, se desprende que cada molécula de alcohol proviene de una molécula de ácido graso de la misma cantidad de átomos de carbono. Así, se puede ver que el alcohol cetílico, con 16 átomos de carbono, surge del ácido palmítico, mientras que el alcohol estearílico (C18) se genera a partir de los ácidos esteárico, oleico y linoleico. Se tienen en cuenta tanto los ácidos saturados como los insaturados dado que al momento de la hidrogenación se añaden átomos de hidrógeno a los carbonos de los dobles enlaces.

1.7.- Datos macro

A continuación se muestra un esquema simplificado del proceso de obtención de los alcoholes grasos:

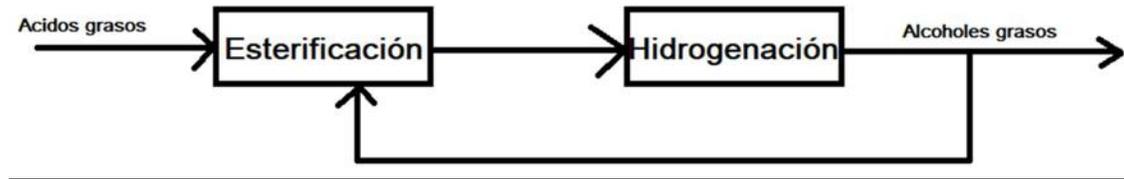


Figura 1.13: Diagrama de bloques del proceso

Para efectuar el cálculo aproximado del rendimiento global de las operaciones que se van a estudiar, se asume una base de cálculo: se considera que la alimentación tiene un caudal másico de $F = 100 \text{ kg/h}$. Conociendo el flujo másico de ingreso, es posible determinar los caudales molares de cada uno de los ácidos grasos presentes, dividiendo por el peso molecular correspondiente:

- Ácido esteárico: $w_1 = 0.1938$; $PM_1 = 284.48 \text{ kg/kmol}$
- Ácido palmítico: $w_2 = 0.2918$; $PM_2 = 256.4 \text{ kg/kmol}$
- Ácido oleico: $w_3 = 0.4644$; $PM_3 = 282.47 \text{ kg/kmol}$
- Ácido linoleico: $w_4 = 0.0402$; $PM_4 = 280.4472 \text{ kg/kmol}$

Por lo que al reactor ingresan:

- caudal molar de ácido esteárico: $\frac{w_1 \times F}{PM_1} = 0.068 \text{ kmol/h}$
- caudal molar de ácido palmítico: $\frac{w_2 \times F}{PM_2} = 0.114 \text{ kmol/h}$
- caudal molar de ácido oleico: $\frac{w_3 \times F}{PM_3} = 0.164 \text{ kmol/h}$
- caudal molar de ácido linoleico: $\frac{w_4 \times F}{PM_4} = 0.014 \text{ kmol/h}$

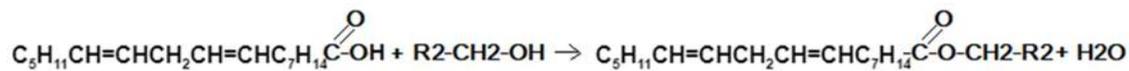
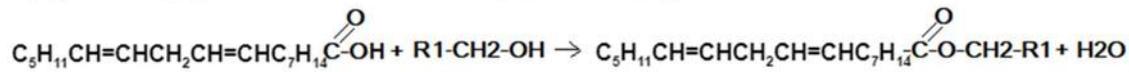
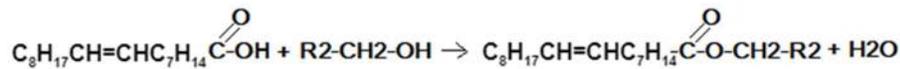
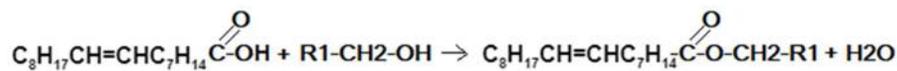
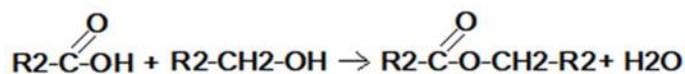
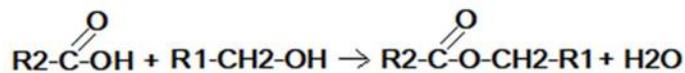
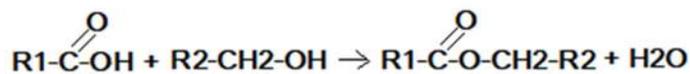
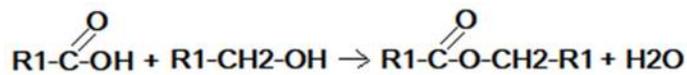
A continuación se plantean las ecuaciones químicas que ocurren en cada etapa. Para ahorrar escritura, se definen las siguientes cadenas hidrocarbonadas:

R1: $C_{17}H_{35}$

R2: $C_{15}H_{31}$

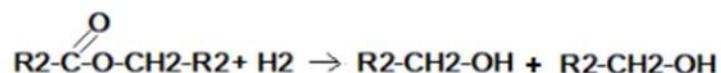
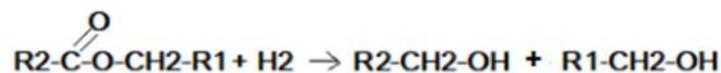
1.7.1.- Reacciones de esterificación:

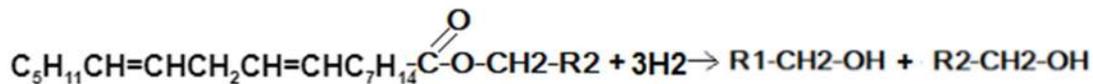
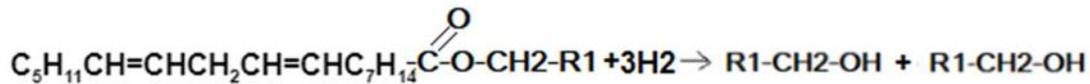
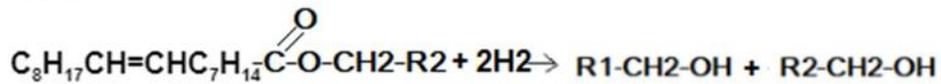
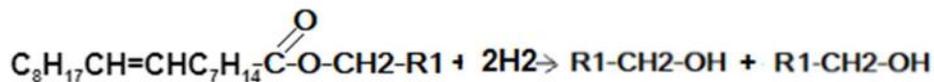
En la etapa de esterificación ocurre la reacción entre las moléculas de ácido graso y las de alcohol graso recirculadas de la salida del proceso. Como se tienen cuatro ácidos grasos de interés y dos alcoholes grasos como producto, existen ocho reacciones posibles:



1.7.2.- Reacciones de hidrogenación:

En la etapa de hidrogenación ocurre la reacción entre los ésteres grasos y moléculas de hidrógeno, de forma que por cada molécula de éster se forman dos de alcohol graso. Además, las cadenas hidrocarbonadas insaturadas se saturan, al reaccionar una molécula de H₂ con cada enlace doble.





Concluyendo que por cada mol de ácido se obtiene un mol de alcohol correspondiente a la cadena del ácido de partida, entonces se van a obtener (0.068 + 0.164 + 0.014) kmol/h de alcohol estearílico y 0.114 kmol/h de alcohol cetílico. Resultan entonces los siguientes caudales másicos:

- Caudal másico de alcohol estearílico:

$$0.246 \text{ kmol/h} \times 270.49 \text{ kg/kmol} = 66.541 \text{ kg/h}$$

- Caudal másico de alcohol cetílico:

$$0.114 \text{ kmol/h} \times 242.44 \text{ kg/kmol} = 27.63816 \text{ kg/h}$$

de forma que el caudal total de producción de alcoholes grasos de interés es de 94.179 kg/h. Es posible definir el rendimiento de la operación en unidades de (kg/h de alcoholes obtenidos)/(kg/h de ácidos grasos procesados):

$$\text{Rendimiento máximo teórico} = \frac{94.179 \text{ kg alcohóles grasos de interés/h}}{100 \text{ kg de ácidos grasos/h}} \times 100 = 94.179\%$$

Es importante recalcar el carácter “máximo y teórico” del valor de rendimiento, dado que para su cálculo se asumieron las siguientes hipótesis:

- todas las reacciones se completan, es decir, todo mol de ácido graso que ingresa sale convertido en un mol de su alcohol correspondiente (el tiempo de reacción es suficiente para que esto suceda, y no se establecen equilibrios químicos),

- las etapas de purificación permiten realizar separaciones perfectas, con un 100% de eficiencia,
- antes de la primera etapa de reacción se separan perfectamente los compuestos que no son de interés: el ácido mirístico y las trazas de agua, glicerina y triglicéridos.

En base al proceso de Lurgi, los autores T. Voeste y H. Buchold plantearon de manera esquemática un balance de masa general del proceso, el cual permite obtener el rendimiento esperado. Dicho esquema se muestra en la Figura 1.14.

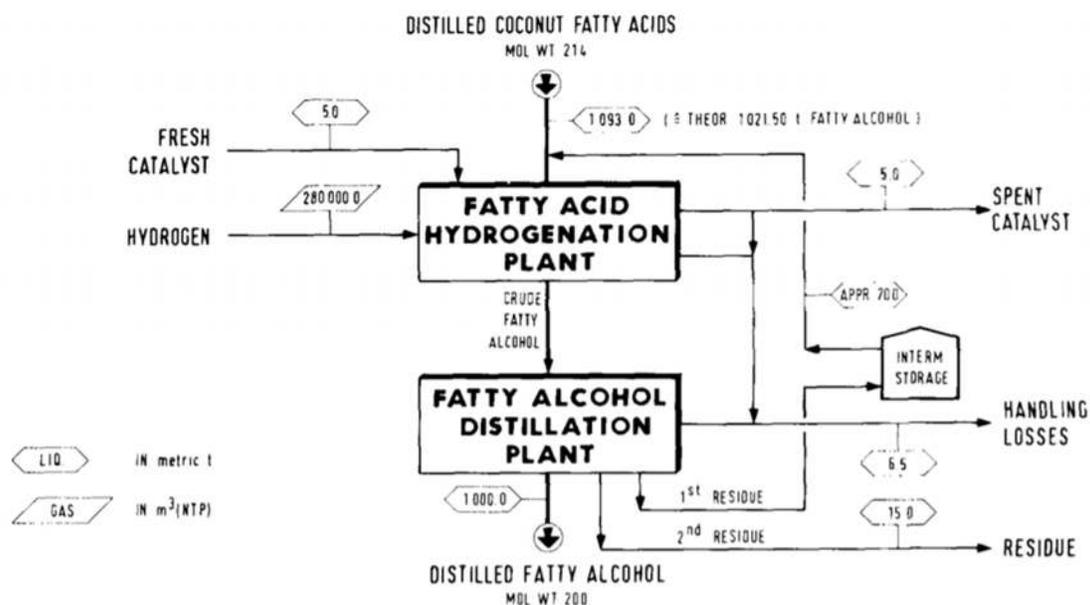


Figura 1.14: Esquema del proceso empleado para el cálculo del rendimiento

Teniendo 1093.0 toneladas de entrada al reactor de hidrogenación (materia prima + alcoholes grasos recirculados) se obtienen 1000 toneladas de alcoholes grasos destilados (en este caso, se parte de ácidos grasos de coco). Resultando:

$$\text{Rendimiento del proceso} = \frac{1000.0 \text{ ton}}{1093.0 \text{ ton}} \times 100 = 91.5\%$$

Se obtiene un rendimiento levemente inferior al máximo posible calculado anteriormente, esto puede deberse a múltiples factores / desperfectos del proceso: la eficiencia de las etapas de separación seguramente sea menor a la ideal, puede que

la materia prima no cuente con la pureza deseada, los rendimientos de las reacciones pueden ser menores al 100%, entre otros factores.

1.8.- Usos y aplicación de los productos

Los alcoholes grasos son multipropósito y se pueden aplicar en distintas áreas para varios sectores del mercado. Es común, en la rama de la oleoquímica, que los alcoholes grasos sean más conocidos por su uso que por su nombre común o químico. Así, los alcoholes suelen dividirse en dos grandes grupos, teniendo aquellos con una cadena comprendida entre 6 y 10 carbonos, correspondientes a la gama de los plastificantes, o bien, entre 12 y 18 carbonos, correspondientes a la gama de los detergentes.

El alcohol cetílico y el estearílico, por ejemplo, aportan propiedades similares a las cremas antihistamínicas y bases dermatológicas.

El alcohol cetílico se presenta como un emoliente y es utilizado en cosméticos, cabello, uñas, y productos para el cuidado personal. Es utilizado como emulsionante y espesante en lociones. En shampoos y acondicionadores, el alcohol cetílico funciona como hidratante, opacificante y suavizante, mientras que en los productos de maquillaje cumple las funciones de opacificante, suavizante y emoliente.

Por su parte, el alcohol estearílico tiene usos cosméticos: se usa como agente de consistencia no autoemulsificante, como co-emulsionante y estabilizante en cremas. También es empleado en pomadas, especialmente en aquellas en las que se quiere agregar agua o alguna solución acuosa, ya que incrementa la capacidad de absorción del agua. Otras aplicaciones del alcohol estearílico incluyen su uso como agente tensioactivo, lubricante y agente antiespumante.

1.9.- Precios de materia prima y de productos terminados

La materia prima de la cual se parte son los ácidos grasos esteárico, palmítico, oleico y linoleico. Los precios de venta para dichos ácidos han sido establecidos según sigue:

Tabla 1.4: Precios de los componentes de la materia prima

| Materia prima | Precio de venta (U\$D/tn) |
|---------------------------|---------------------------|
| Ácido oleico al 80% | 945 |
| Ácido esteárico al 90% | 840 |
| Ácido palmítico al 95% | 820 |
| Ácido linoleico al 70-75% | 1498 |

La empresa Química Anastacio proporcionó datos sobre la cotización de los alcoholes estearílico y cetílico, siendo el valor de los mismos de 1800 U\$D/tn.

Se calcula la ganancia aproximada por cada tonelada de alcohol producido a partir de ácidos grasos, partiendo de la misma base de cálculo que para el rendimiento, teniendo en cuenta ahora la pureza de los ácidos encontrados:

$$\text{Producción de alcohol} = \sum_{i=1}^4 (\text{pureza}_i \times \text{flujo molar de ácido}_i)$$

Usando los caudales molares de cada ácido determinados en el cálculo del rendimiento, se procede a calcular la producción de alcoholes.

- Alcohol estearílico a partir de ácido esteárico, oleico y linoleico:

$$\text{Producción alcohol estearílico} = (0.9 \times 0.068 + 0.8 \times 0.164 + 0.7 \times 0.014)$$

$$\text{Producción alcohol estearílico} = 0.2022 \text{ kmol/h}$$

Pasando dicha producción en caudal molar a toneladas:

$$0.2022 \text{ kmol/h} \times 270.49 \text{ kg/kmol} \times \frac{1 \text{ tn}}{1000 \text{ kg}} = 0.0547 \text{ tn/h}$$

-Alcohol cetílico a partir de ácido palmítico:

$$\text{Producción de alcohol cetílico} = 0.95 \times 0.114 \text{ kmol/h} = 0.1083 \text{ kmol/h}$$

Pasando dicha producción en caudal molar a toneladas:

$$0.1083 \text{ kmol/h} \times 242.44 \text{ kg/kmol} \times \frac{1 \text{ tn}}{1000 \text{ kg}} = 0.02626 \text{ tn/h}$$

Por lo que la producción total de alcoholes grasos es de 0.08096 tn/h. La venta de esta cantidad de alcoholes representa un ingreso de:

$$\text{Ingreso por venta de alcoholes} = 1800 \frac{\text{USD}}{\text{tn}} \times 0.08096 \frac{\text{tn}}{\text{h}} = 145.728 \frac{\text{USD}}{\text{h}}$$

El caudal másico de cada ácido utilizado para obtener dicha cantidad de alcoholes se determina a continuación. Además, se indica el ingreso que correspondería a la venta de cada uno de esos caudales.

- Ácido esteárico:

$$\text{Caudal} = 0.068 \text{ kmol/h} \times 284.48 \text{ kg/kmol} \times \frac{1 \text{ tn}}{1000 \text{ kg}} = 0.01934 \text{ tn/h}$$

$$\text{Ingreso} = 0.01934 \text{ tn/h} \times 840 \text{ USD/tn} = 16.246 \text{ USD/h}$$

- Ácido palmítico:

$$\text{Caudal} = 0.114 \text{ kmol/h} \times 256.4 \text{ kg/kmol} \times \frac{1 \text{ tn}}{1000 \text{ kg}} = 0.02923 \text{ tn/h}$$

$$\text{Ingreso} = 0.02923 \text{ tn/h} \times 820 \text{ USD/tn} = 23.969 \text{ USD/h}$$

- **Ácido oleico:**

$$Caudal = 0.164 \text{ kmol/h} \times 282.47 \text{ kg/kmol} \times \frac{1 \text{ tn}}{1000 \text{ kg}} = 0.04633 \text{ tn/h}$$

$$Ingreso = 0.04633 \text{ tn/h} \times 945 \text{ U\$D/tn} = 43.782 \text{ U\$D/h}$$

- **Ácido linoleico:**

$$Caudal = 0.014 \text{ kmol/h} \times 280.4472 \text{ kg/kmol} \times \frac{1 \text{ tn}}{1000 \text{ kg}} = 0.00393 \text{ tn/h}$$

$$Ingreso = 0.00393 \text{ tn/h} \times 1498 \text{ U\$D/tn} = 5.887 \text{ U\$D/h}$$

Si se suman los ingresos individuales, se obtiene la cantidad de dinero por unidad de tiempo que la empresa podría percibir si se dedicara a vender los ácidos grasos fraccionados, en lugar de instalar la ampliación propuesta de la planta para llegar a los alcoholes grasos:

$$Ingreso \text{ por venta de ácidos} = 89.884 \text{ U\$D/h}$$

Utilizando los valores calculados se puede llegar a la ganancia adicional conseguida por unidad de producción de los alcoholes grasos a partir de los ácidos:

Ganancia adicional

$$= \frac{Ingreso \text{ por venta de alcoholes} - Ingreso \text{ por venta de ácidos}}{Caudal \text{ másico de alcoholes}}$$

$$Ganancia \text{ adicional} = \frac{145.728 - 89.884}{0.08096} \frac{\text{U\$D}}{\text{tn}} = 689.773 \text{ U\$D/tn}$$

Esta magnitud por sí sola no es suficiente para asegurar la rentabilidad del proyecto o sacar conclusiones en cuanto a los aspectos económicos de la operación; sin embargo, muestra que la ampliación de la planta podría llegar a ser beneficiosa para la empresa, al menos en un análisis preliminar. Los cálculos económicos detallados se llevan a cabo en el Capítulo 6, luego de presentar todas las especificaciones técnicas de la planta a instalar.

1.10.- Producción de alcoholes grasos en Argentina y a nivel mundial

Según un reporte de Fortune Business Insights, el tamaño del mercado mundial de alcoholes grasos era de 5,08 mil millones de dólares en 2019, y se proyecta que llegue a los 7,4 mil millones para 2027, con una tasa de crecimiento anual compuesto del 5,2%. Se puede justificar dicha tendencia a partir del interés creciente en productos de cuidado personal y sanitización (jabón líquido y alcohol en gel, por ejemplo), impulsado por la crisis del COVID-19. Se espera que la demanda creciente de productos cosméticos sustentables y biodegradables respalde el crecimiento del mercado. El aumento de la renta disponible y el aumento del gasto de los consumidores en productos cosméticos es otro factor que impulsa el crecimiento del mercado. Por otro lado, factores negativos tales como las interrupciones de la cadena de suministro y los precios volátiles de las materias primas, debilitaría el crecimiento del mercado.

Continuando con un análisis general, teniendo en cuenta los efectos negativos en los productos a base del petróleo, se ha estimulado la demanda de productos sustentables. Ha crecido la preferencia por el consumo de productos de base biológica, lo cual ha impulsado a los fabricantes a utilizar ingredientes ecológicos. Como se desarrolló en el comienzo del capítulo, los productos en base a la rama de la oleoquímica son menos tóxicos y reciclables, comparando con sus sustitutos convencionales.

1.10.1.-Impacto del COVID-19 en el mercado mundial de alcoholes grasos

Se estima que el impacto de la pandemia del COVID-19 en el mercado es significativo debido a la desaceleración de los sectores manufactureros. Los efectos imprevistos del COVID-19 han obligado a empresas importantes (como Wilmar International Limited) a cerrar temporalmente algunas de sus instalaciones de fábrica, con el objetivo de frenar la propagación del virus. Este cierre de instalaciones afectaría gravemente la generación de ingresos y la participación de mercado de la empresa. Los volúmenes de producción han exhibido una importante reducción debido al régimen de aislamiento en los diferentes países. Las restricciones al transporte han

generado dificultades en la cadena de suministros. Debido a los factores anteriores, se prevé que la demanda disminuirá.

Como factores impulsores del mercado de los alcoholes grasos, cabe destacar el crecimiento exponencial de la demanda de tensioactivos tales como jabones o detergentes, los cuales sirven para varios propósitos en agricultura e industria de cosméticos. La demanda creciente de productos de cuidado personal tales como jabones líquidos y desinfectantes de manos, en el intento de frenar la propagación del COVID-19, será un impulsor del crecimiento del mercado.

En la Figura 1.15 se muestra una estimación cualitativa del nivel de crecimiento del mercado de los alcoholes grasos, en el período 2020-2025.

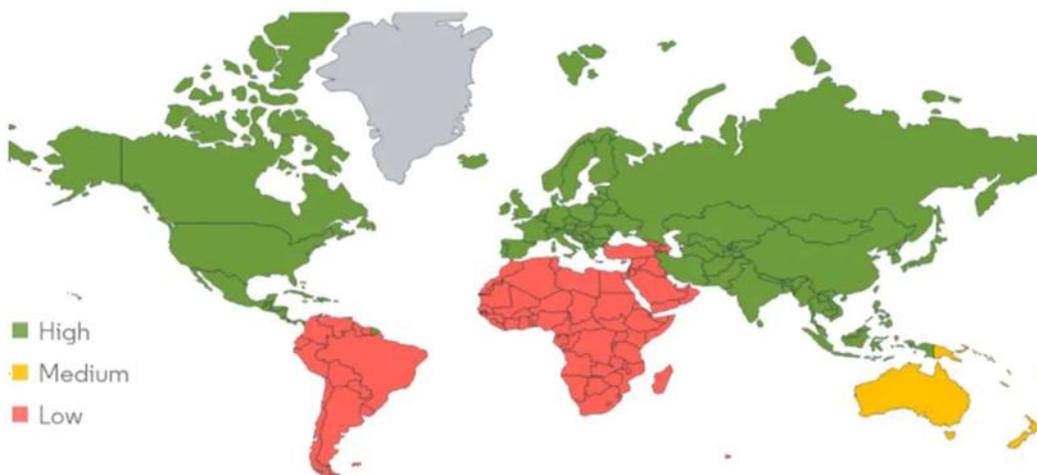


Figura 1.15: Nivel esperado de crecimiento del mercado de alcoholes grasos

A nivel mundial, el mercado de los alcoholes grasos tiene unos pocos actores de gran importancia dominando el mercado. Algunos de ellos son:

- SASOL
- BASF SE
- Emery Oleochemicals
- Wilmar International Ltd
- VVF LLC

La región del pacífico de Asia se estima como la dominadora del mercado de los alcoholes grasos. Además de los puntos mencionados anteriormente, tales como la demanda creciente de productos de cuidado personal, el creciente consumo de “productos verdes”, tienen un gran impacto en las economías principales, tales como India, China y Japón. Por otro lado, dicha región es la mayor productora de aceites y grasas y base de materia prima para la industria oleoquímica a nivel global, seguida de Europa. Así, la región del pacífico del continente Asiático como consumidora tiene un mejor control de producción y distribución de oleoquímicos.

1.10.2.- Estado actual del mercado de alcoholes grasos en Argentina

En la actualidad, Argentina es un país exportador e importador de alcoholes grasos. Los principales países que exportan alcoholes grasos a la Argentina son India (aproximadamente un 43.8%) y Brasil (33.1%). También, otros países como Estados Unidos y Suiza son exportadores de estos productos a nuestro país. En el gráfico de torta de la Figura 1.16 se muestra la participación de los distintos países en las importaciones argentinas de alcoholes grasos. Los principales importadores son Unilever de Argentina SA, LIPO Chemicals SA y ALICORP Argentina SA.

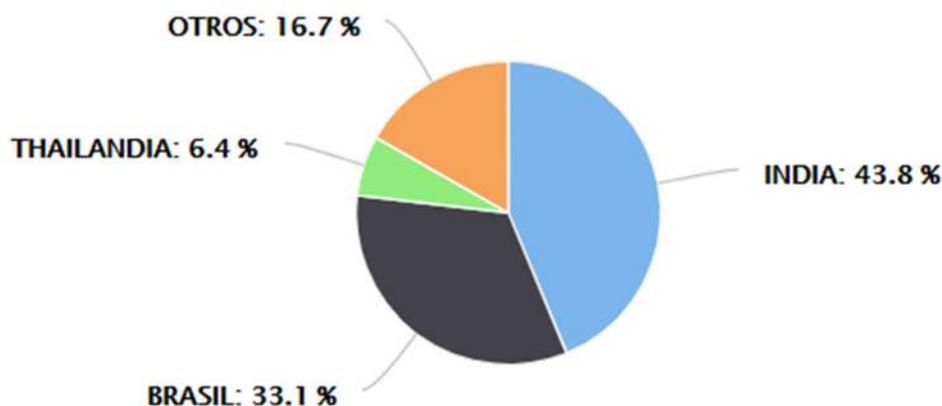


Figura 1.16: Gráfico de torta con los principales países proveedores de alcoholes grasos

Entre los años 2014 y 2018, Argentina registra un total importado de US\$ 37.314.938, con una cantidad importada de 24.173.026 kilogramos. En la Figura 1.17 se muestra la distribución de los montos importados a lo largo de los cinco años.



Figura 1.17: Valores importados, en dólares, para el período 2014-2018

Se tienen también, datos para las importaciones de alcoholes laurílico, cetílico y estearílico: para el mismo período (2014-2018), se computa un total de US\$8.499.546, con 8.634.778 kilogramos importados. En la Figura 1.18 se muestra la evolución temporal del monto importado.



Figura 1.18: Valor de importación en dólares, para los alcoholes laurílico, cetílico y estearílico

En la Figura 1.19 se representa gráficamente la participación de cada país exportador en las importaciones argentinas de dichos alcoholes grasos.

Principales Países de Origen

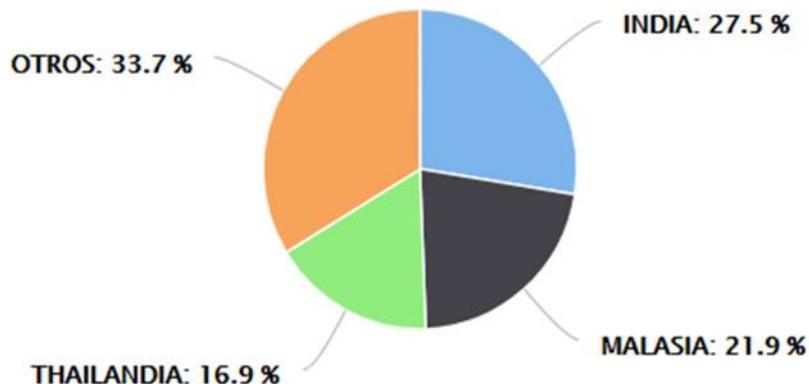


Figura 1.19: Principales proveedores de alcoholes laurílico, cetílico y estearílico

Por otro lado, se muestra que Argentina registra un total exportado de U\$D 271.381, de una cantidad de 276.293 kg de alcoholes grasos. Siendo los principales países importadores China (40,4%), Brasil (23,2%) y Bolivia (20,8%), entre otros (15,6%).

Principales Países de Destino

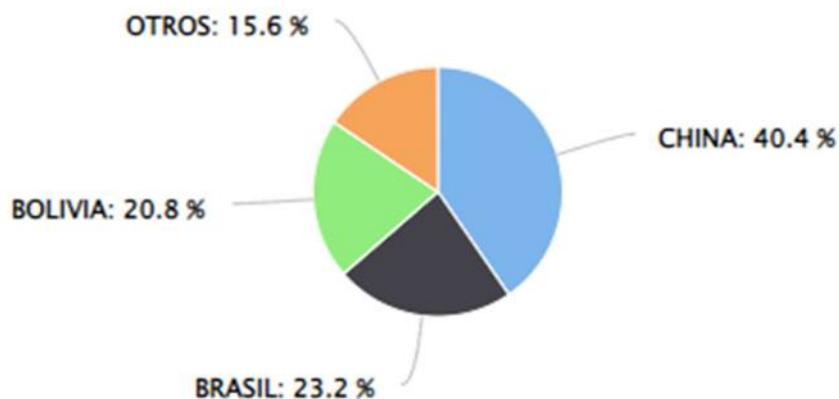


Figura 1.20: Gráfico de torta con los principales países importadores de alcoholes grasos desde Argentina.

1.11.- Capacidad de la planta

Con el fin de abastecer el mercado local y las exportaciones realizadas por nuestro país, se define la capacidad de la planta. Como se muestra en la sección 1.10.2 durante los años 2014 a 2018 se importaron 24.173.026 kilogramos de alcoholes grasos y se exportaron 276.293 kilogramos, por lo que la capacidad de producción necesaria se estima como sigue:

$$\text{Capacidad de producción} = \frac{(24173026 + 276293)kg}{5\text{años} * 345\text{días/año} * 24\text{hs/día}} = 588.85 \text{ kg/h}$$

Para dicho cálculo se estimó que se trabajarán 24hs durante 345 días del año.

Dado que el último año para el cual se registró la demanda de alcoholes grasos fue 2018, se considera ampliar la capacidad de producción debido a que su demanda aumentó gracias al COVID-19 tanto en Argentina como en otros países. Se redefine entonces la capacidad de producción en 1.5 tn/h

1.12.- Ubicación de la planta

Argentina es uno de los mayores productores de sebo vacuno a nivel mundial, por lo que se tiene la ventaja de no tener que importar la materia prima del proceso inicial. Esto supone que el producto final va a tener un menor costo de producción al no contar con los impuestos que las importaciones implican en comparación a los países que importan la materia prima. Otra ventaja es que al tener un menor costo de producción por tener la materia prima en el país, el precio de venta seguramente sea menor que el de otros países por lo que quizá eso abra la posibilidad a la exportación y generar más ingresos en el país.

Por otra parte, en nuestro país los alcoholes grasos no son producidos, por lo que son importados y eso le agrega un extra al costo.

En cuanto a la localización específica de la planta, se pueden mencionar los siguientes beneficios de la ubicación de la misma en un parque industrial:

- Infraestructura adecuada a la industria
- Inversión eficiente en servicios para la industria (gas, energía y redes)
- Seguridad jurídica, física e industrial
- Exenciones impositivas y de servicios específicas
- Financiamiento a tasas bajas
- Mayor capitalización y seguridad jurídica en la inversión
- Menores costos operativos y economías en red
- Desarrollo sostenible
- Mejor calidad de vida laboral con acceso a capacitaciones
- Comunidad industrial organizada

Por otra parte, es interesante analizar la cercanía del parque industrial con el frigorífico de donde se traerá la materia prima, accesos a rutas o autopistas y con los potenciales clientes/rutas de exportación. En tanto a las rutas de exportación se destaca el puerto ubicado en Buenos Aires que tiene en sus cercanías al Parque Industrial Tecnológico de Quilmes ubicado en Camino General Belgrano Km 10,500 Bernal Oeste - CP 1876 - Quilmes Buenos Aires, Argentina. En la Figura 1.21 se muestra un mapa de la región en el que se señalan los frigoríficos en rojo y se indican el Puerto de Buenos Aires y el Parque Industrial Tecnológico de Quilmes.

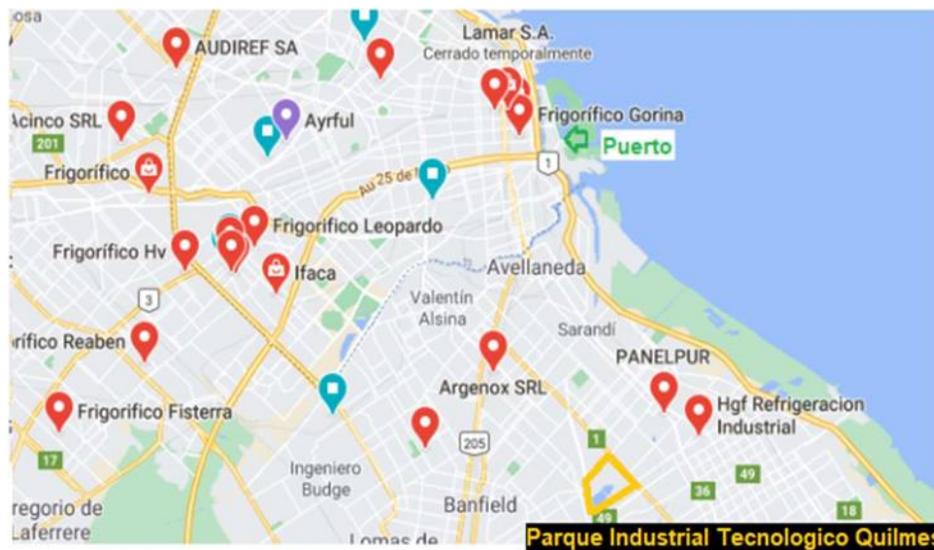


Figura 1.21: Frigoríficos (en rojo) alrededor de la zona del parque industrial y el puerto.

En la Figura 1.22 se muestran tres posibles rutas desde el parque industrial hacia el puerto.

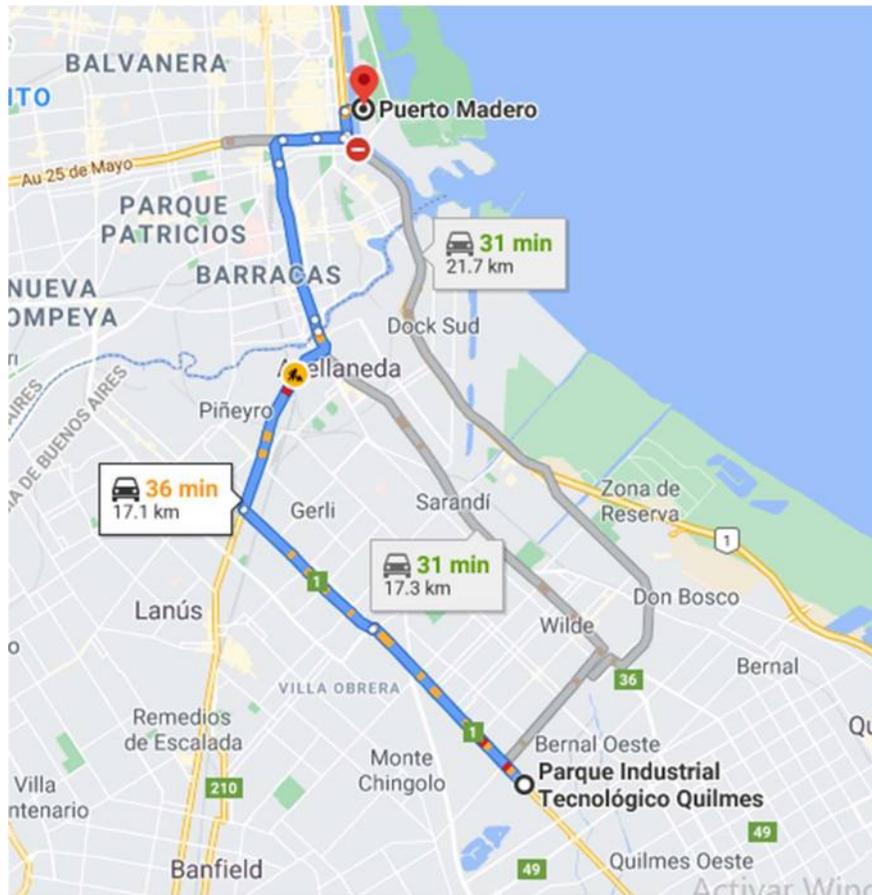


Figura 1.22: Distancia entre el parque industrial y el puerto

1.13.- Bibliografía:

- Rios A., Luis; Franco C., Alexander; Echeverri A., David. "Producción de alcoholes grasos a partir de aceites de palma y de palmiste utilizando procesos de hidrogenación catalítica. Una revisión bibliográfica". Universidad de Antioquía. Colombia. 2006
- Fritz-Jurgen Gartner; Henning Buchold. "Process for preparing wax esters and hydrogenation of wax esters to fatty alcohols". United States Patent. 1997
- Harrison E., George; Martyn Wilmott, Norton; Scarlett, John. "Process for the production of fatty alcohols". United States Patent. 1992
- Cala Galtán, Germán. "La oleoquímica como alternativa para el desarrollo agroindustrial de la palma de aceite en Costa Rica". Costa Rica. 2000
- Jaimes M., Diana; Narváez R., Paulo; Romero P., Carlos. "Principales tecnologías para la elaboración de oleoquímicos a partir de los aceites de palma y palmiste". Universidad Nacional de Colombia. 2003
- Dennis, Alan James; Harrison, George; Sharif, Mohammad. "Process for the production of fatty alcohols". World Intellectual Property Organization. WO 94/10112. 1994.
- G.Castellar, E.R.Angulo, B.M.Cardozo, "Transesterification vegetable oils using Heterogeneous catalysts", Prospect, Vol 12, N° 2, 90-104, 2014. Disponible en: <http://www.scielo.org.co/pdf/prosp/v12n2/v12n2a10.pdf>
- Meza Leal, Annie; Ojeda Hernández, Alejandra María. "Estudio de prefactibilidad técnico-económico para la producción de alcoholes grasos a partir de aceite de palmiste crudo". Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga, Colombia. 2004
- Marascio, Esteban; Pellasio, Maximiliano; Rodríguez, Luciana. "Diseño de una planta de ácidos grasos para la reutilización y valorización de la grasa vacuna". Facultad de Ingeniería - Universidad Nacional de Mar del Plata. 2020.
- Arrosio, Josefina; Cardoso, Agustín; Serqueria, Melanie. "Producción de ácidos grasos fraccionados a partir de aceite de soja reciclado". Facultad de Ingeniería - Universidad Nacional de Mar del Plata. 2020.
- "La vaca reciclada: Argentina exporta grasas y huesos bovinos por unos 60 millones de dólares". Disponible en: <https://www.defrentealcampo.com.ar/la-vaca-reciclada-la-argentina-exporta-grasas-y-huesos-bovinos-por-unos-60-millones-de-dolares/>.
- "Importaciones 382370: alcoholes grasos industriales". Disponible en: <https://www.veritrade.com/es/argentina/importaciones-y-exportaciones/alcoholes-grasos-industriales/382370>.
- "Importaciones 290517: DODECAN-1-OL (ALCOHOL LAURÍLICO), HEXADECAN-1-OL (ALCOHOL CETÍLICO) Y OCTADECAN-1-OL (ALCOHOL ESTEARÍLICO)". Disponible en: <https://www.veritrade.com/es/argentina/importaciones-y->

- [exportaciones/dodecan1ol-alcohol-laur%C3%ADlico-hexadecan1ol-alcohol-cet%C3%ADlico-y-octadecan1ol-alcohol-estear%C3%ADlico/290517.](#)
- “Fatty Alcohol Market Size, Share & COVID-19 Impact Analysis, By Products (C6-C10, C11-C14 and C15-C22), By Application (Soaps & Detergents, Personal Care, Lubricants, Amines, and Others) and Regional Forecast, 2020-2027”. Disponible en: [https://www.fortunebusinessinsights.com/fatty-alcohols-market-102900.](https://www.fortunebusinessinsights.com/fatty-alcohols-market-102900)
 - “Oleochemicals Market by Type (Fatty Acid, Fatty Alcohol, Glycerin, and Others), by Application (Pharmaceutical & personal care, Food & beverages, Soaps & detergents, Polymers, and Others), by Region (North America, Europe, Asia-Pacific, and Rest of the World) - Trends and Forecasts to 2019”. Disponible en: [https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/oleochemicals-market-235516809.html.](https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/oleochemicals-market-235516809.html)
 - “Fatty Alcohol Market - GROWTH, TRENDS, COVID-19 IMPACT, AND FORECASTS (2021 - 2026)”. Disponible en: [https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/fatty-alcohol-market.](https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/fatty-alcohol-market)
 - “The importance of fatty alcohols in personal care ingredients”. Disponible en: [https://connect.in-cosmetics.com/ingredients/the-importance-of-fatty-alcohols-in-personal-care-ingredients/.](https://connect.in-cosmetics.com/ingredients/the-importance-of-fatty-alcohols-in-personal-care-ingredients/)
 - “¿Qué es el ácido linoleico?”. Disponible en: [https://cailapares.com/acido-linoleico/.](https://cailapares.com/acido-linoleico/)
 - “¿Qué es el ácido oleico y cuáles son sus usos?”. Disponible en: [https://www.conjuntolar.com/index.php/blog/post/acido-oleico-que-es-y-cuales-son-sus-usos/.](https://www.conjuntolar.com/index.php/blog/post/acido-oleico-que-es-y-cuales-son-sus-usos/)
 - “Alcohol graso-producción de alcohol graso a partir de aceites y grasas vegetales”. Disponible en: [https://www.engineering-airliquide.com/es/alcohol-graso.](https://www.engineering-airliquide.com/es/alcohol-graso)
 - “Los diez beneficios de instalarse en un parque industrial”. Disponible en: [https://pilb.com.ar/los-diez-beneficios-de-instalarse-en-un-parque-industrial/.](https://pilb.com.ar/los-diez-beneficios-de-instalarse-en-un-parque-industrial/)
 - “Alimentos Grasos”. Disponible en: http://www.alimentosargentinos.gob.ar/contenido/marco/CAA/Capitulo_07.htm

CAPÍTULO 2

**Estructura de la planta y
balances de masa**



Capítulo 2

2.1.- Resumen ejecutivo

Se definió la ruta de reacción final para el proceso, llevándose a cabo una esterificación reversible (etapa rápida) y posteriormente una hidrogenación, también reversible, siendo esta última la etapa controlante.

A partir de esto, se definió la tecnología final del proceso: la tecnología propuesta por Lurgi.

Se encontró al cromito de cobre como un catalizador apropiado para este proceso. Sin embargo, se cuenta con la alternativa de un catalizador libre de cromo, propuesto por una empresa situada en Japón, el cual consiste en un óxido de una mezcla de metales de hierro, aluminio y cobre. El mismo es detallado, aunque no será tomado como definitivo dada la falta de más datos específicos (por ejemplo, consumo por tonelada de producto).

No se optará por el tratamiento previo de la corriente de entrada al proceso, dado el bajo porcentaje de impurezas presentes en la misma.

Por otra parte, los alcoholes crudos obtenidos serán posteriormente purificados en un sistema de destilación, detallado en el Capítulo 4.

El reactor se operará a una temperatura de 305°C y una presión de 30 MPa, las cuales suelen ser las condiciones de operación más comunes para esta tecnología.

Luego, se asumió una relación molar de hidrógeno de entrada al reactor de 50:1 respecto de la alimentación, y a partir de la estequiometría de la reacción de esterificación, se analizó la cantidad de reciclo (externo) necesaria para llevar a cabo la reacción.

En la siguiente tabla se muestran las corrientes principales del proceso y se indican sus caudales y sus composiciones en fracción másica.

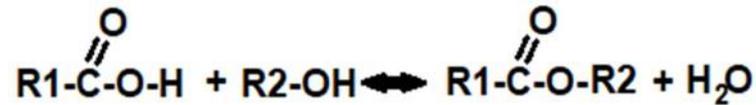
Tabla 2.1: Resumen de las corrientes principales del proceso

| Corriente | Caudal (tn/h) | Composiciones (fracciones másicas) |
|--|---------------|---|
| Alimentación | 2.000 | <ul style="list-style-type: none"> ● $W_{ac. \text{ estearico}}: 0.1938$ ● $W_{ac. \text{ palmitico}}: 0.2918$ ● $W_{ac. \text{ oleico}}: 0.4644$ ● $W_{ac. \text{ linoleico}}: 0.0402$ ● $W_{ac. \text{ miristico}}: 0.008$ ● $W_{impurezas}: 0.0018$ |
| Producto crudo | 1.974 | <ul style="list-style-type: none"> ● $W_{ac. \text{ estearico}}: 5E-6$ ● $W_{ac. \text{ palmitico}}: 8E-6$ ● $W_{ac. \text{ oleico}}: 0$ ● $W_{ac. \text{ linoleico}}: 0$ ● $W_{ac. \text{ miristico}}: 0$ ● $W_{al. \text{ estearilico}}: 0.683687$ ● $W_{al. \text{ cetilico}}: 0.269845$ ● $W_{al. \text{ miristico}}: 0.006948$ ● $W_{ester}: 0.03493355$ ● $W_{H_2}: 6.2E-5$ ● $W_{impurezas}: 0.004499$ |
| Hidrógeno fresco | 0.036 | $W_{H_2} = 1$ |
| Reciclo de alcoholes grasos y catalizador | 2.414 | <ul style="list-style-type: none"> ● $W_{ac. \text{ estearico}}: 5E-6$ ● $W_{ac. \text{ palmitico}}: 8E-6$ ● $W_{ac. \text{ oleico}}: 0$ ● $W_{ac. \text{ linoleico}}: 0$ ● $W_{ac. \text{ miristico}}: 0$ ● $W_{al. \text{ estearilico}}: 0.683687$ ● $W_{al. \text{ cetilico}}: 0.269845$ ● $W_{al. \text{ miristico}}: 0.006948$ ● $W_{ester}: 0.03493355$ ● $W_{H_2}: 6.2E-5$ ● $W_{impurezas}: 0.004499$ |

2.2.- Ruta química

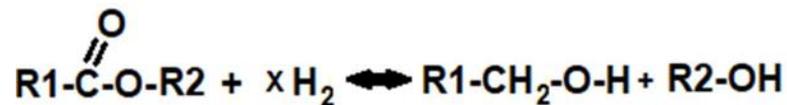
Tal como se presentó en el Capítulo 1, la obtención de los alcoholes grasos se efectúa a través de dos etapas:

- 1) Esterificación de los ácidos grasos para dar ésteres de cera:



Como se observa, la reacción de esterificación es una reacción reversible. La tecnología y las condiciones de proceso elegidas aseguran un exceso suficiente de alcohol graso que desplaza el equilibrio hacia la formación de los ésteres de cera.

- 2) Hidrogenación de los ésteres grasos para dar alcoholes grasos, siendo x igual a 2, 3 o 4 dependiendo de si el éster es saturado, monoinsaturado o poliinsaturado, respectivamente:



Esta es la etapa controlante del proceso. La hidrogenación también es una reacción reversible. Las condiciones de reacción serán tales que aseguren la disolución del hidrógeno en la fase líquida. También, se alimenta el hidrógeno en exceso para desplazar el equilibrio hacia la formación de los alcoholes.

2.3.-Tecnología del proceso

La tecnología final seleccionada para el proceso es, como se vió en el capítulo anterior, la utilizada por la compañía Lurgi. Se han encontrado varios diagramas tecnológicos del proceso con algunas diferencias entre ellos. En todos los casos, tanto las reacciones de esterificación como de hidrogenación ocurren en el mismo reactor, usualmente catalizadas por cromito de cobre. El esquema final de la tecnología se puede ver en la siguiente figura.

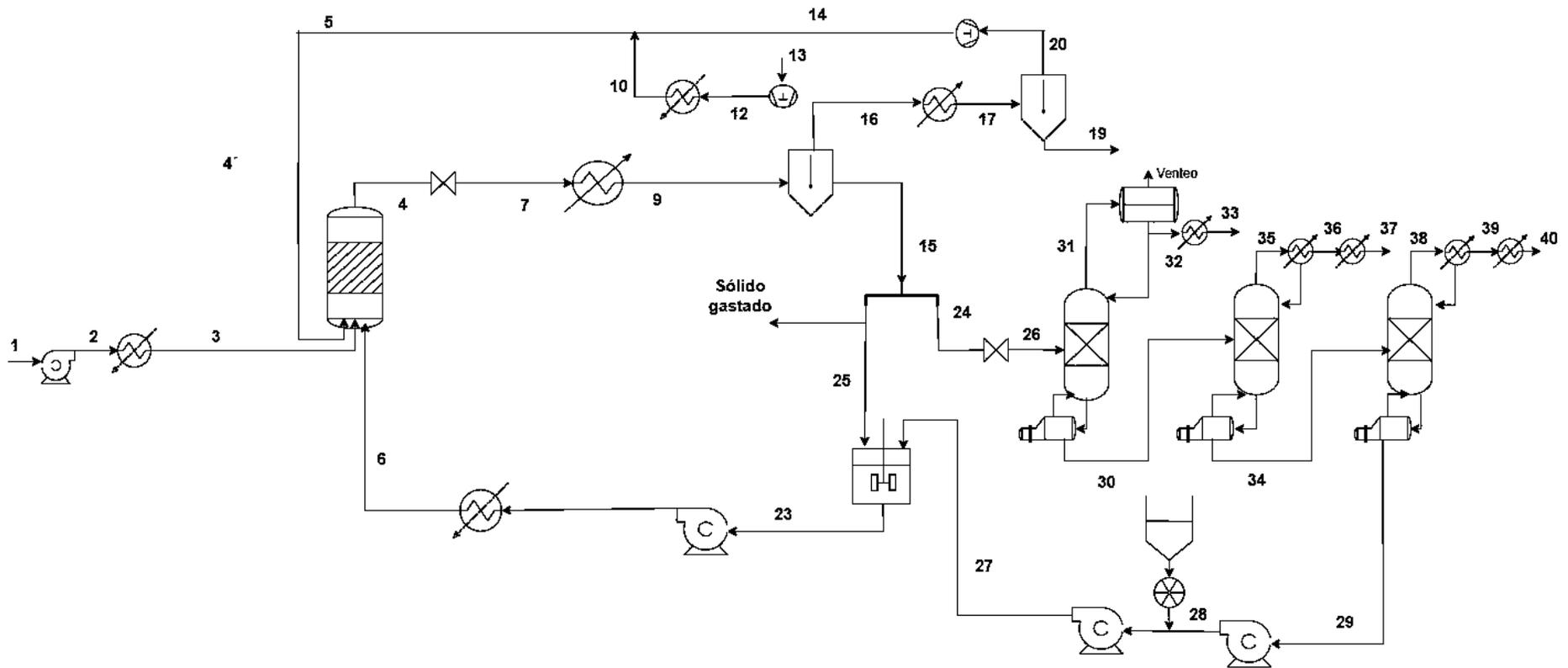


Figura 2.1: Tecnología del proceso

Dada la composición de la corriente de entrada al proceso, la cual consta principalmente de cinco ácidos grasos, y una muy pequeña cantidad de impurezas, las cuales representan el 0.18% en peso de la mezcla (agua, glicerina y triglicéridos), no se llevará a cabo un proceso de tratamiento o purificación previo ya que estas bajas cantidades de impurezas no justifican el gasto en inversión y operativo que conlleva dicho proceso. La alimentación sólo se precalentará y comprimirá antes de ingresar al reactor.

Al reactor que opera a 30 MPa y 305°C ingresan las siguientes corrientes:

- Alimentación de ácidos grasos.
- Corriente de hidrógeno.
- Reciclo de alcoholes grasos con catalizador suspendido.
- Reciclo del fondo de la última torre de destilación

Los productos abandonan el reactor por la corriente de tope, la mezcla consiste esencialmente en alcoholes grasos, ésteres de cera sin reaccionar, hidrógeno en exceso, catalizador gastado, y agua de reacción formada en la reacción de esterificación junto con las impurezas de la alimentación.

El reactor presenta un reciclo interno: el recipiente vertical alargado está provisto de un tubo interno que tiene extremos abiertos que terminan por encima de la parte inferior y por debajo de la parte superior del recipiente, respectivamente. El extremo superior de dicho tubo interior está construido como un tamiz, que sirve para separar el exceso de hidrógeno gaseoso de la mezcla de líquido y catalizador y permite el flujo descendente por el espacio comprendido por el tubo interno. El producto hidrogenado es retirado de la parte superior del líquido reciclado.

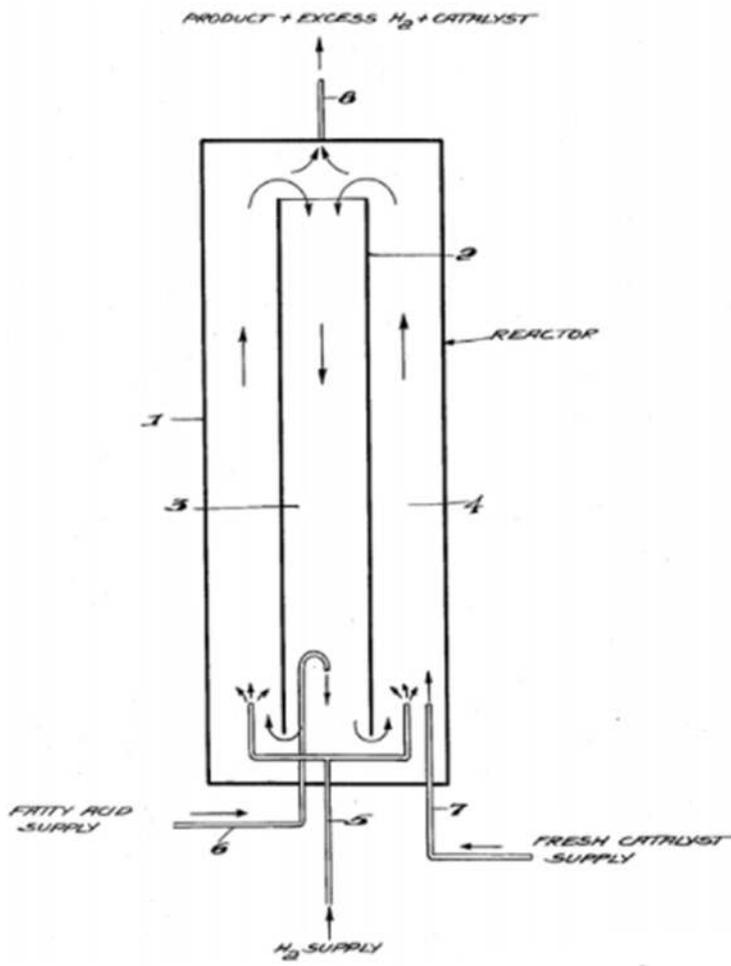


Figura 2.2: esquema del reactor

El producto, formado casi completamente por alcoholes grasos saturados, una pequeña cantidad de ésteres no reaccionados y algo de catalizador disperso en él, es reciclado internamente en una relación de al menos 10 veces, preferentemente entre 100 y 1000 veces la cantidad de materia prima introducida por unidad de tiempo al reactor. Se ha encontrado que esta relación suele ser de aproximadamente 250 veces la cantidad de ácidos grasos alimentados al reactor.

La alimentación de ácidos grasos se da a través del fondo del tubo interior, mientras que el catalizador fresco es alimentado fuera de éste, evitando el contacto directo de los ácidos grasos con el catalizador para evitar su desactivación. Como el catalizador

fresco mantiene su actividad alta, teniendo en cuenta que el hidrógeno está en fase homogénea (esto es, disuelto en los alcoholes grasos) y debido a la remoción prácticamente instantánea de todas las sustancias que puedan ser perjudiciales para el catalizador por la rápida circulación dentro del reactor, el resultado es una rápida y efectiva hidrogenación.

La corriente de salida del reactor ingresa al separador caliente, en donde se separan la fase gas, esencialmente exceso de gas hidrógeno y agua de reacción, de la fase líquida, compuesta por los alcoholes grasos producidos, catalizador gastado y el éster no reaccionado. Los alcoholes líquidos que salen del separador caliente son bombeados para una posterior separación centrífuga, en la cual se retiene el catalizador. Aquí la separación no es total, por lo que se obtiene, por un lado, una mezcla de alcoholes líquidos a la que luego se ingresará el catalizador fresco para ser recirculado al reactor, y otra corriente compuesta de alcoholes grasos crudos, ésteres de cera y trazas de sólidos, que pasa por un filtro para posteriormente ingresar al sector de destilación.

La fase gaseosa que abandona el separador caliente pasa por un intercambiador de calor, para luego ser procesada en el separador frío. En el separador frío se obtienen el agua de reacción por un lado, y el hidrógeno por el otro.

La tecnología de Lurgi elegida, además, propone un sistema para la destilación de los alcoholes grasos crudos, el cual se puede ver en la figura 2.3.

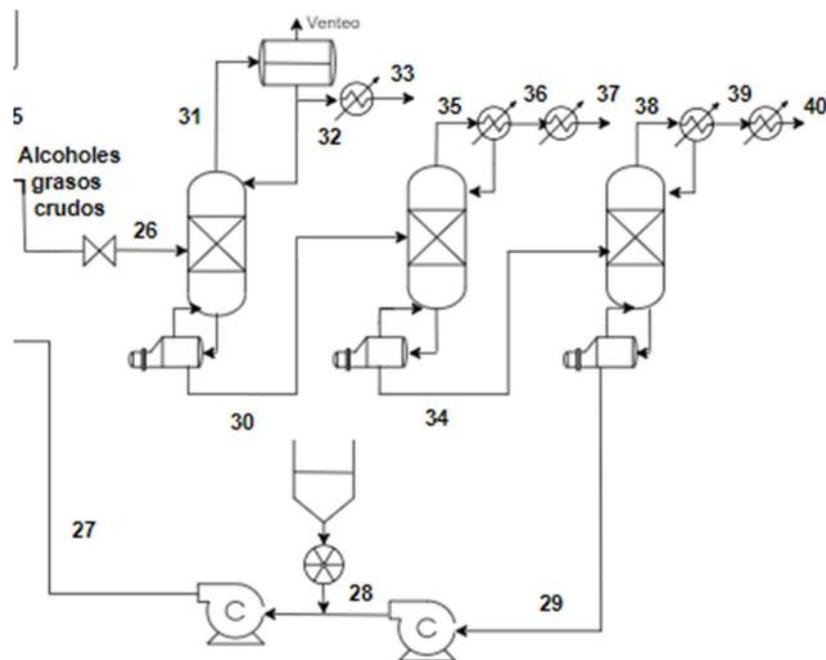


Figura 2.3: Ampliación del sistema en la purificación y destilación

En la purificación de los alcoholes grasos obtenidos se espera tener como resultado alcohol estearílico y alcohol cetílico con una pureza mínima del 98%; la misma se va a realizar en tres destiladores. En el primero de ellos se va a obtener una corriente de tope de alcohol miristílico con una pequeña cantidad de alcohol cetílico y una corriente de fondo que contiene ésteres grasos no reaccionados, alcohol cetílico, alcohol estearílico e impurezas provenientes de la alimentación. Por otro lado, en el segundo destilador se obtendrá una corriente de tope de alcohol cetílico al 98% y una corriente de fondo con alcohol estearílico, ésteres grasos no reaccionados e impurezas. Por último, en la tercera columna de destilación se obtendrá en el tope una corriente de alcohol estearílico al 98% y una corriente de fondo compuesta por ésteres no reaccionados y una pequeña cantidad de alcoholes. Esta última corriente será aprovechada recirculándola hacia el reactor.

2.4.- Reacciones secundarias en hidrogenación

Bajo ciertas condiciones de reacción, aldehídos, éteres e hidrocarburos pueden ser algunos de los subproductos que podrían formarse a partir de la hidrogenación de alcoholes.

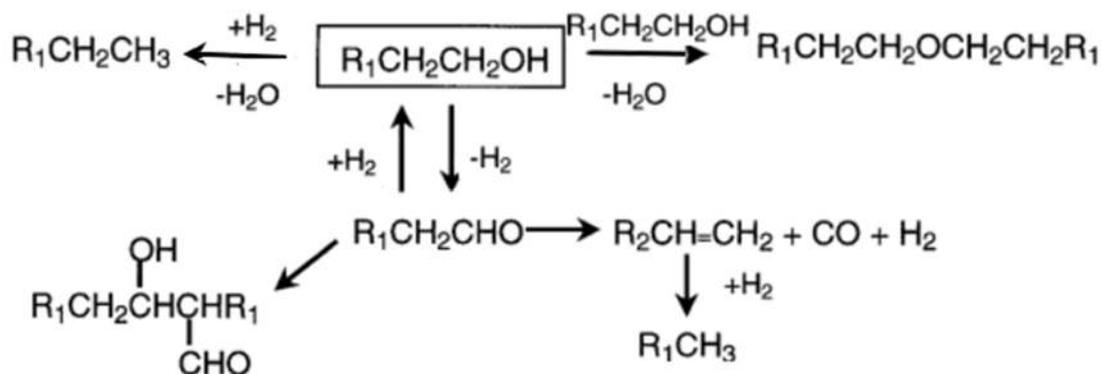


Figura 2.4: esquema de reacciones secundarias posibles a partir de alcoholes

Afortunadamente, no todas estas reacciones secundarias posibles ocurren. Por un lado, la formación de un éter simétrico a partir de 2 moléculas de alcoholes iguales, requiere condiciones de temperatura de alrededor de 140°C, y un catalizador ácido (por ejemplo ácido sulfúrico concentrado), por lo tanto se puede obviar este producto secundario.

Algunos reactivos útiles para la oxidación de alcoholes a aldehídos son:

- Reactivo de Collins (especies a base de cromo, por ejemplo $CrO_3 \cdot Py_2$); donde "Py" simboliza a la piridina
- Dimetilsulfóxido activado
- Compuestos de yodo hipervalente

Ninguna de estas especies está presente en el sistema, por lo tanto se puede descartar la formación de aldehídos.

De todas las reacciones secundarias posibles, partiendo del alcohol, la hidrogenación a alcanos es la de mayor importancia, en principio difícil de controlar debido a las condiciones de operación de altas temperaturas y presiones y el exceso de hidrógeno en el reactor. Esta reacción constituye entonces la principal causa de la disminución en la calidad del producto obtenido, y los hidrocarburos formados deberían ser tratados posteriormente en la etapa de destilación y purificación del producto. Dado

que la obtención de los alcoholes grasos se realiza por medio de dos etapas (esterificación e hidrogenación), se presenta la formación de quince ésteres grasos diferentes, tal como se muestra en una sección posterior. La complejidad del sistema de ecuaciones que representa al reactor junto con la ausencia de datos cinéticos específicos fundamentan la decisión de excluir estas reacciones secundarias de la simulación (al menos para el diseño preliminar que se lleva a cabo).

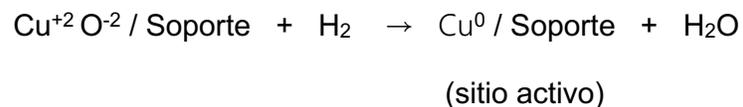
2.5.- Catálisis

La tecnología Lurgi utiliza cromito de cobre (CuCr) en suspensión como catalizador. Ésta es la alternativa más viable desde el punto de vista del rendimiento obtenido en el proceso, aunque el cromo representa una amenaza para el medio ambiente. Se encontró que el catalizador fresco de cobre está compuesto por CuO y CuCr₂O₄. En la Figura 2.5 se muestra una fotografía del catalizador en polvo.



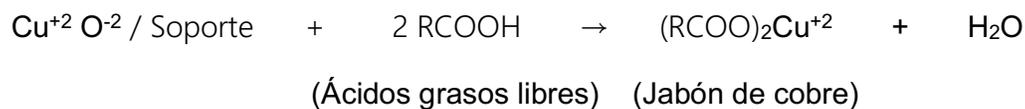
Figura 2.5: Polvo de cromito de cobre

Los sitios activos para la hidrogenación son átomos de cobre dispersos, que se forman al reducirse el CuO con H₂, a través de la reacción:



Este catalizador presenta una ventaja importante, que radica en que no tiene una actividad significativa hacia la reacción posible de hidrogenólisis de los enlaces C-C, por lo tanto ésta se desprecia.

Una desventaja de usar catalizadores de CuCr es que estos están propensos al ataque de ácidos grasos a las condiciones de reacción. Este hecho se representa con la siguiente ecuación química:



Los jabones de cobre pueden precipitar y depositarse en las tuberías y equipos de procesos ocasionando una disminución en la eficiencia de los equipos de transferencia de calor y problemas de corrosión en la planta. Además, dicha especie puede reducirse en presencia de H₂, para dar un átomo de cobre metálico. Este átomo puede depositarse en cualquier lugar del catalizador, por lo que se genera el crecimiento de cristales de cobre, reduciendo la cantidad de sitios activos por unidad de superficie del catalizador (sinterización). La ecuación siguiente indica la reacción mencionada:



La ventaja que presenta el proceso Lurgi, relativa a esta desactivación, radica en el hecho de que el catalizador se recircula junto con una corriente de alcohol graso. Esto hace que los ácidos grasos de alimentación al reactor no entren en contacto con el catalizador, sino que antes reaccionen con los alcoholes grasos. Luego, los ésteres grasos formados deben transportarse hacia la superficie del catalizador para su posterior hidrogenación.

En el último tiempo, se han hecho estudios para evaluar la posibilidad de utilizar catalizadores basados en metales del grupo 8 para la producción de alcoholes grasos,

pero los mismos se han llevado a cabo en escala de laboratorio, y no se ha encontrado en éstos una aplicación a gran escala o, como mínimo, a escala de planta piloto.

Por otra parte, la compañía Kao Corporation en el año 2000, ha desarrollado un catalizador libre de cromo para la producción de alcoholes grasos a escala industrial. El mismo es un óxido conformado por los metales cobre, hierro y aluminio (Cu-Fe-Al oxide), el cual ha sido probado para una planta de producción de alcoholes grasos con una capacidad anual de 35000 toneladas, obteniendo valores comparables de pureza en los productos (97.4% de alcoholes grasos), y una actividad de catalizador comparable a la correspondiente al catalizador formado por cromito de cobre. Sin embargo, el proceso parte de ésteres de metilo, y no se han obtenido hasta ahora datos concretos para una planta que produzca ésteres de cera como reactivos intermediarios. Ésta alternativa presupone una solución al problema ambiental que implica la utilización de catalizadores con cromo y será considerada una alternativa posible para el diseño, aunque no se lo adoptará por ahora, debido a la falta de datos más concretos (tal como la carga de catalizador necesaria por tonelada de producto).

Una ventaja importante que tiene el reactor es que garantiza una actividad prácticamente constante del catalizador, mientras que las tecnologías basadas en catalizadores de lecho fijo presentan una disminución en la actividad catalítica porque los sitios activos son muy propensos a ser envenenados por sustancias presentes en las materias primas, como por ejemplo azufre, fósforo y cloro ocasionando una disminución en la producción de alcohol y teniendo que reemplazarlos periódicamente.

En la tecnología Lurgi, una pequeña cantidad de catalizador fresco es alimentada de forma continua (entre un 1 y un 3% de la cantidad de alcohol crudo producido), y es recirculado al reactor junto con el alcohol graso. En general, se encontró que para cada tonelada de alcohol crudo producido, se requieren 5 kg de catalizador. Por simplicidad, en este trabajo se considera que el catalizador gastado se repone con catalizador fresco; sin embargo, en la patente estadounidense 4.533.648 se describe un procedimiento de regeneración del sólido. En dicho documento se reporta que el

cromito de cobre gastado, que contiene residuos orgánicos de la hidrogenación, puede reactivarse a través de dos pasos:

- Primero, se somete al catalizador gastado a un vacío entre 1 y 20 mmHg y una temperatura entre 65°C y 320°C. Esto se hace por un período de tiempo suficiente para reducir el contenido de residuos orgánicos hasta un 25% en peso o menos.
- Segundo, el catalizador tratado es calentado en una atmósfera de oxígeno, a una temperatura entre 260°C y 370°C. En este paso, el residuo orgánico remanente es calcinado y el catalizador es re-oxidado.

El sólido resultante, luego de enfriarse, se encuentra apto para continuar catalizando las reacciones de hidrogenación.

2.6.- Número de subplantas/sistemas y sus conexiones

A continuación se muestran en la Figura 2.6 y Figura 2.7 los dos subsistemas de la planta. El primer subsistema consiste en los equipos de reacción y de separación, para luego ser trasladados al segundo subsistema que consiste en la purificación de los productos.

Los subsistemas están interconectados mediante parte de la corriente de fondo del separador caliente con la entrada a la primera torre de destilación; y el reciclo de ésteres que corresponde con la corriente de fondo de la última torre de destilación hacia la alimentación del reactor.

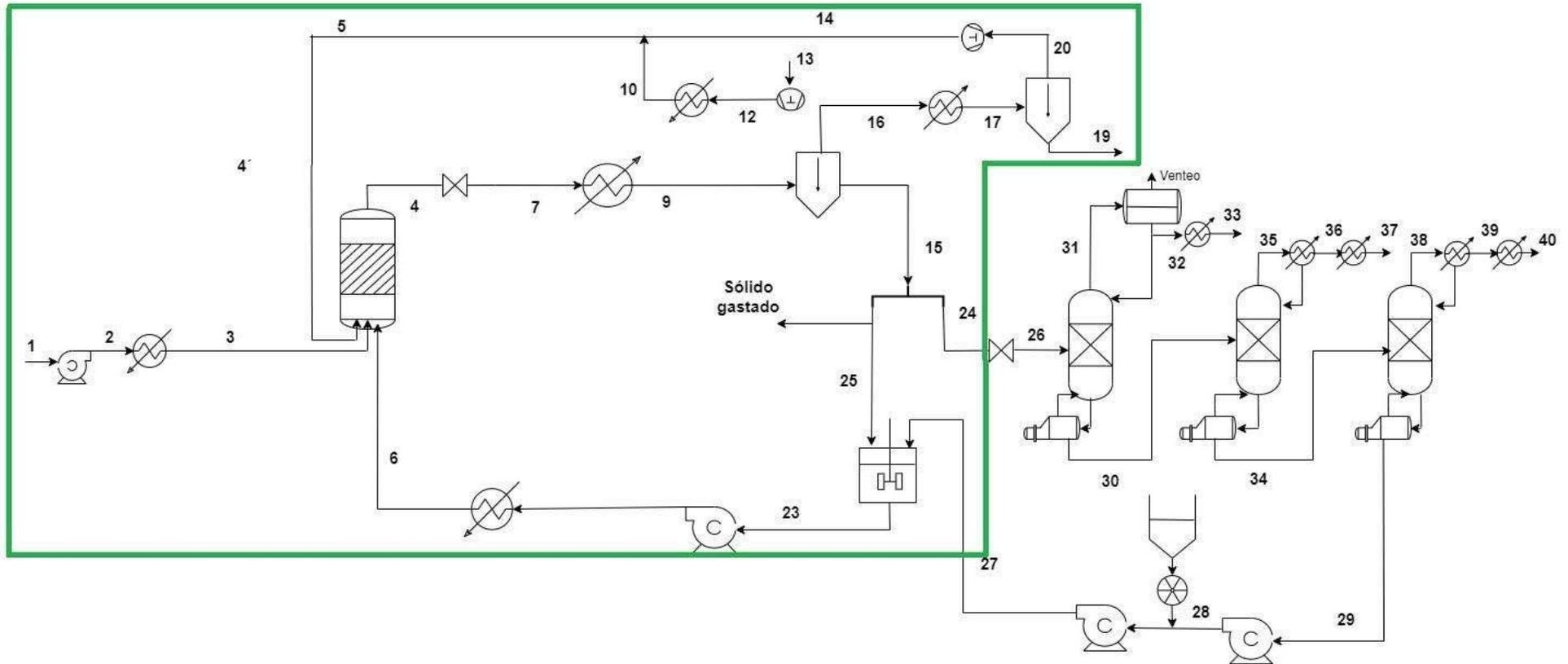


Figura 2.6: Esquema del primer subsistema o subplanta

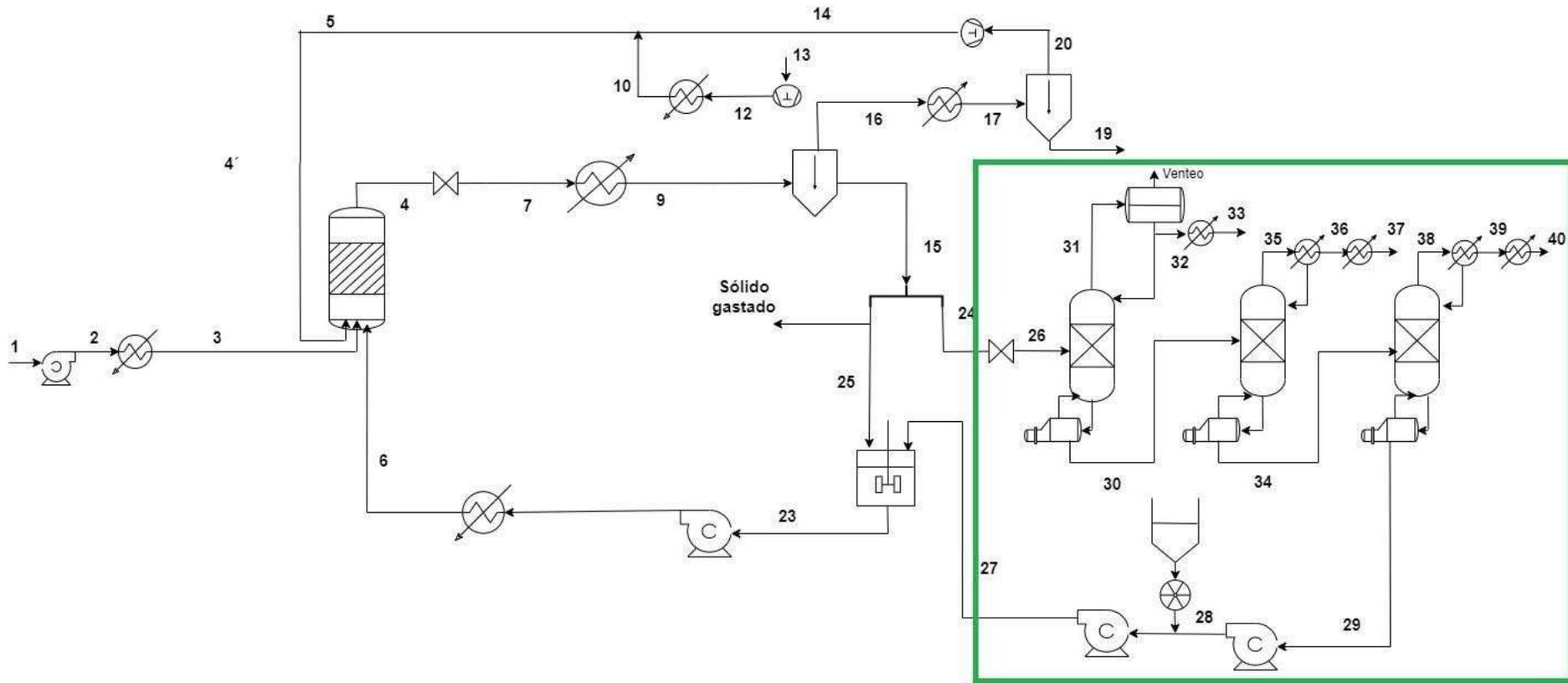


Figura 2.7: Esquema de la otra subplanta del proceso

2.7.- Reciclos

El sistema cuenta con tres reciclados de corrientes. Por un lado hay un reciclado de alcoholes grasos crudos en una proporción molar que, como mínimo, asegure la cantidad estequiométrica necesaria para llevar a cabo la esterificación. Por otro lado, luego de pasar por sucesivas etapas de separación, se recicla el hidrógeno no reaccionado en el reactor que, junto con la corriente de hidrógeno fresco, constituyen una relación molar de 50:1 en base a la alimentación de ácidos grasos. Por último, se recircula la corriente de fondo de la última torre de destilación para aprovechar los ésteres no reaccionados.

2.8.- Capacidad de la planta

La capacidad nominal de producción tiene en cuenta lo que se llama efectividad global del proceso (EGP) y éste es el valor más correcto a tener en cuenta a la hora de hacer un análisis económico, al tener en cuenta posibles fallas en los equipos, desvíos del proceso, disponibilidad de materia prima, posibles mantenimientos, etc.

En otras palabras, la capacidad instantánea sería un valor ideal u óptimo, en el que todos los equipos operan de manera correcta, de forma ininterrumpida y sin ningún tipo de limitación externa. Esto se representa a través de la ecuación:

$$\text{Capacidad de diseño} = \frac{\text{Capacidad de producción}}{EGP}$$

siendo EGP un valor menor que 1.

Teniendo en cuenta los distintos factores que pueden producir desviaciones respecto de la capacidad de producción instantánea, se puede plantear entonces una expresión matemática para el valor de efectividad global del proceso, EGP, de la siguiente manera:

$$EGP = Disponibilidad * \%producto\ conforme * Performance$$

Tomando para este diseño preliminar los valores estándares comunes, queda entonces:

$$EGP = 0.95 * 0.98 * 0.85 = 0.791$$

Es decir, cabe esperar que la capacidad de producción alcance cerca del 80% de la capacidad de diseño.

Siendo que la capacidad de producción definida en el Capítulo 1 es de 1.5 tn/h, se define la capacidad de diseño:

$$Capacidad\ de\ diseño = \frac{1.5\ tn/h}{0.791} = 1.9\ tn/h$$

Los diferentes factores presentes en la capacidad nominal y en la efectividad global del proceso se agrupan en tres grandes grupos:

- Disponibilidad
- % de producto conforme
- Performance

El primer ítem tiene en cuenta todo lo relacionado al mantenimiento o “tiempos muertos” que puedan haber en el proceso. Pueden darse paradas de mantenimiento programadas o imprevistas, y otros factores externos como por ejemplo el corte de algún suministro necesario (energía eléctrica).

El segundo ítem relaciona el producto en especificación respecto del total producido. Desvíos en el proceso o fallas en los equipos, lógicamente podrían llevar a menores porcentajes de pureza de los productos deseados.

La performance hace referencia a la capacidad instantánea, respecto de la producción estándar. Factores similares al % de producto conforme influyen en éste último ítem.

Estos factores se definen de forma cuantitativa, para poder establecer una efectividad general de proceso. Existen valores estándares para cada uno de ellos que pueden tomarse como primeros valores para este diseño preliminar que se está llevando a cabo.

$$\text{Disponibilidad} = \frac{\text{Hs de producción}}{\text{Hs totales}} * 100 ; \text{Valor de referencia: 95\%}$$

$$\% \text{ producto conforme} = \frac{\text{Producto en especificación}}{\text{Producto total}} * 100 ; \text{Valor de referencia: 98\% al 99\%}$$

$$\text{Performance} = \frac{\text{Producción instantánea}}{\text{Producción estándar}} * 100$$

Si bien es el factor más difícil de determinar y depende de factores tales como la madurez del proceso, siendo necesario establecer una curva de aprendizaje, suele tomarse como valor de referencia un 85%

2.9.- Balances de masa

A continuación se desarrollarán los balances de masa para el proceso bajo estudio.

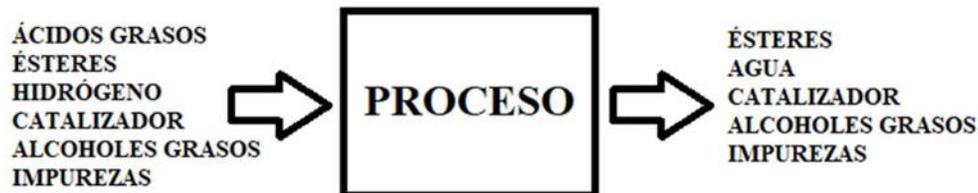
Balance global:

$$\text{Entrada} = \text{Salida}$$

$$\begin{aligned} \text{Ácidos grasos} + \text{Alcoholes grasos} + \text{Impurezas} + \text{Ésteres} + \text{Hidrógeno} + \text{Catalizador} \\ = \\ \text{Alcoholes grasos} + \text{Agua} + \text{Impurezas} + \text{Ésteres} + \text{Catalizador} \end{aligned}$$

Nótese que tanto las impurezas así como los ésteres y alcoholes grasos se presentan en la entrada y la salida. Esto se debe a que, como se mencionó anteriormente, se recirculan la corriente de fondo del separador caliente que contiene alcoholes grasos

y catalizador y la corriente de fondo del último destilador la cual contiene alcoholes grasos y ésteres sin reaccionar.



Todas las corrientes que son recirculadas con el fin de mejorar las condiciones de reacción son debidamente acondicionadas para llevarlas a las variables de operación del reactor, pasando por compresores, bombas e intercambiadores de calor según corresponda en cada caso. Los equipos utilizados para este fin se detallan en el Capítulo 5.

La composición de la corriente de entrada, expresada en fracciones másicas, es la siguiente:

- w_a : 0.1938; PM_a : 284.48 kg/kmol (ácido esteárico)
- w_b : 0.2918; PM_b : 256.4 kg/kmol (ácido palmítico)
- w_c : 0.4644; PM_c : 282.47 kg/kmol (ácido oleico)
- w_d : 0.0402; PM_d : 280.447 kg/kmol (ácido linoleico)
- w_e : 0.008; PM_e : 228.371 kg/kmol (ácido mirístico)
- w_f : 0.0018 (agua + glicerina + triglicéridos); PM_{agua} : 18 kg/kmol; $PM_{glicerina}$: 92.09 kg/kmol; $PM_{triglicéridos}$: 851.53 kg/kmol.

Como se determinó anteriormente, la capacidad de diseño o instantánea de la planta es de 1.9 ton/h de alcoholes grasos. Para efectuar la simulación del proceso y verificar los balances de masa se necesita conocer la alimentación de ácidos grasos al proceso. Se puede observar a partir de la estequiometría de la secuencia de esterificación e hidrogenación que por cada mol de ácido graso que se consume, se

generan 0.98 moles de alcohol graso, considerando una conversión del 98% para la reacción de hidrogenación (como se tiene un gran exceso de alcohol en el reactor, se aproxima un 100% de conversión para la esterificación). Como lo que se busca es poder trabajar en términos de masa, se debe contar con pesos moleculares de los ácidos grasos y de los alcoholes grasos. Para llegar a ellos es necesario realizar el siguiente desarrollo.

Para establecer la distribución de los ácidos grasos (fracción sobre el total de ácidos que representa cada uno), pueden tomarse directamente sus fracciones molares (x), dado que el aporte de las impurezas es despreciable. Las mismas se calculan usando como base de cálculo 1 gramo de la mezcla de ácidos.

$$\text{Moles del ácido "i"} = \frac{w_i \times 1 \text{ g}}{PM_i} \Rightarrow x_i = \frac{\text{Moles del ácido "i"}}{\text{Moles totales de ácido}}$$

Surgen los siguientes valores:

- Xác. esteárico = 0.187
- Xác. palmítico = 0.312
- Xác. oleico = 0.451
- Xác. linoleico = 0.039
- Xác. mirístico = 0.0011

Se puede interpretar a dichos valores como la probabilidad de hallar una molécula específica de ácido entre todas las moléculas de ácido presentes. Este concepto será de utilidad más adelante en este capítulo.

Este enfoque también puede aplicarse para los alcoholes grasos. En este caso, el procedimiento comienza por considerar la reacción de 1 mol de ácidos grasos. Luego de la esterificación y la hidrogenación, cualquier molécula de ácido graso da lugar a su alcohol saturado correspondiente (considerando la saturación de los dobles enlaces). Como sólo se busca establecer la proporción, para este cálculo se asume que ambas reacciones son completas. El resultado de este razonamiento son las fracciones molares de cada alcohol, referidas a la cantidad total de alcohol:

- $X_{\text{miristílico}} = X_{\text{ác. mirístico}} = 0.010$
- $X_{\text{cetílico}} = X_{\text{ác. palmítico}} = 0.313$
- $X_{\text{estearílico}} = X_{\text{ác. esteárico}} + X_{\text{ác. oleico}} + X_{\text{ác. linoleico}} = 0.677$

La interpretación de estos valores es análoga a la que se tiene para los ácidos: cada fracción indica la probabilidad de encontrar un alcohol específico entre todos los alcoholes.

Con las fracciones anteriores, y junto con los pesos moleculares individuales, pueden calcularse los PM promedio para los ácidos grasos y para los alcoholes grasos.

$$\begin{aligned} \underline{PM_{\text{ácidos}}} &= \sum_{n=1}^5 x_n PM_n = 271.78 \text{ kg/kmol} \\ \underline{PM_{\text{alcoholes}}} &= \sum_{n=1}^3 x_n PM_n = 261.15 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

Se obtiene el caudal másico de alcoholes grasos como:

$$\begin{aligned} \text{Alcoholes grasos} &= \text{Pureza de los alcoholes} \times \text{Capacidad de diseño} \\ \text{Alcoholes grasos} &= 0.98 \times 1.9 \text{ tn/h} = 1.862 \text{ tn/h} \end{aligned}$$

El caudal másico de alimentación de la materia prima puede determinarse como sigue:

$$\begin{aligned} \text{Alimentación} &= \frac{\text{Alcoholes grasos} \times \underline{PM_{\text{ácidos}}}}{w \text{ de ácidos en la alimentación} \times 0.98 \times \underline{PM_{\text{alcoholes}}}} = 1.977 \text{ tn/h} \\ \text{Alimentación} &\approx 2 \text{ tn/h} \end{aligned}$$

Se fija entonces la alimentación al proceso en 2 tn/h (caudal de diseño).

$$F_{25_{molar}} = 1.1 \times F_{3_{molar}} = 8.0806 \text{ kmol/h} \equiv 2.11 \text{ tn/h}$$

Por otro lado, se tomó una alimentación de hidrógeno al reactor, F5, con relación molar 50:1 respecto a la corriente de entrada de ácidos al reactor, F3.

$$F_5 = 50 \times 7.346 \text{ kmol/h} = 367.3 \text{ kmol/h} \equiv 0.7346 \text{ tn/h}$$

Esta corriente está compuesta por la alimentación de hidrógeno fresco y por el reciclo. Si se considera que las etapas de separación son perfectas, puede asumirse que el reciclo de hidrógeno contiene todo el gas que no reaccionó, por lo que es de interés calcular el consumo de hidrógeno por reacción. A continuación se muestra el desarrollo correspondiente.

Dado que se tienen cinco ácidos grasos y tres alcoholes saturados, la reacción de esterificación podría dar lugar a quince ésteres. Es importante tener en cuenta esto ya que un éster insaturado consume mayor cantidad de hidrógeno en la etapa de hidrogenación que un éster saturado. Por lo tanto, para computar el consumo de hidrógeno se requiere información respecto de la distribución de los ésteres formados en la esterificación. Para ello, en una aproximación preliminar, se asume que no hay restricciones cinéticas o termodinámicas de ningún tipo. De esta forma, la distribución de ésteres se establece por consideraciones meramente estadísticas, teniendo en cuenta la concentración de las moléculas de ácido y alcohol en la mezcla de reacción.

Se considera que la probabilidad de hallar una dada molécula de éster entre todos los ésteres es igual a la probabilidad de que las moléculas de ácido y alcohol correspondientes se encuentren en la mezcla y reaccionen. Debido a que al considerar una molécula de un ácido específico no se excluye a ningún alcohol, ya que la reacción puede darse con los tres, la probabilidad de hallar a dicho ácido en la mezcla resulta independiente del hallazgo del alcohol en cuestión. Esto permite escribir:

Prob de hallar un éster $E_{m,n}$

= Prob de hallar al ácido "m" × Prob de hallar al alcohol "n"

$$E_{m,n} = x_m x_n$$

Las quince posibles reacciones de esterificación y los ésteres correspondientes se indican a continuación:



Por lo tanto, las expresiones que permiten calcular la fracción de cada éster son:

$$E_1 = x_a x_j \quad E_2 = x_a x_k \quad E_3 = x_a x_i \quad E_4 = x_b x_j \quad E_5 = x_b x_k$$

$$E_6 = x_b x_i \quad E_7 = x_c x_j \quad E_8 = x_c x_k \quad E_9 = x_c x_i \quad E_{10} = x_d x_j$$

$$E_{11} = x_d x_k \quad E_{12} = x_d x_i \quad E_{13} = x_e x_j \quad E_{14} = x_e x_k \quad E_{15} = x_e x_i$$

Así, es posible obtener la distribución de ésteres que se indica a continuación:

Tabla 2.0: Distribución de ésteres obtenidos

| Éster | E _i | Éster | E _i | Éster | E _i | Éster | E _i | Éster | E _i |
|----------|----------------|----------|----------------|----------|----------------|-----------|----------------|-----------|----------------|
| 1 | 0.0585 | 4 | 0.0980 | 7 | 0.1412 | 10 | 0.0122 | 13 | 0.0031 |
| 2 | 0.1266 | 5 | 0.2119 | 8 | 0.3053 | 11 | 0.0264 | 14 | 0.0068 |
| 3 | 0.0019 | 6 | 0.0031 | 9 | 0.0045 | 12 | 0.0004 | 15 | 0.0001 |

Como es de esperar, la suma de todas las fracciones de la tabla es igual a la unidad.

En este cálculo previo a la simulación rigurosa, se asume que por cada mol de una especie genérica que participa de una reacción química (ácidos, alcoholes y ésteres), se consume o se genera una cantidad de moles de cada molécula que resulta igual a las fracciones obtenidas previamente. Esto significa que los reactivos y productos desaparecen y aparecen en una proporción definida (por ejemplo, si se genera 1 mol de ésteres grasos, de la Tabla 2.0 se sigue que se generan 0.0585 moles del éster E₁).

Usando los resultados anteriores, también es posible calcular el peso molecular promedio de los ésteres. Se considera que se mantienen los dobles enlaces hasta el momento de la hidrogenación, por lo que el PM de cada molécula se determina como la suma de los PM del ácido y el alcohol correspondientes, menos los 18 kg/kmol de la molécula de agua que se libera en la esterificación:

$$\underline{PM_{ésteres}} = \sum_{n=1}^{15} E_n PM_n = 520.019 \text{ kg/kmol}$$

Para computar el caudal de hidrógeno consumido se obtuvo un promedio de moles reaccionados de hidrógeno por cada mol de éster en la hidrogenación. Para esto, se tuvo en cuenta que cuando reaccionan los ésteres saturados se consumen 2 moles de hidrógeno por cada mol de éster, para los ésteres monoinsaturados se consumen 3 moles de hidrógeno por cada mol de éster y para los ésteres poliinsaturados, en este caso con 2 insaturaciones, se consumen 4 moles de hidrógeno por cada mol de éster:

$$\frac{\text{Moles H}_2 \text{ reaccionados}}{\text{Mol de éster}} = (E_1 + E_2 + E_3 + E_4 + E_5 + E_6 + E_{13} + E_{14} + E_{15}) \times 2 + (E_7 + E_8 + E_9) \times 3 + (E_{10} + E_{11} + E_{12}) \times 4 = 2.53$$

Si se supone que la esterificación es prácticamente completa entonces se genera éster a una velocidad $F_{éster}$ igual al caudal molar de ácido que ingresa al reactor. Así, surge el siguiente caudal molar de H_2 reaccionado:

$$\begin{aligned} \text{Caudal de H}_2 \text{ reaccionado} &= \frac{\text{Moles H}_2 \text{ reaccionados}}{\text{Mol de éster}} \times F_{éster} = 18.061 \text{ kmol/h} \\ &= 36.122 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Para mantener constante el caudal de entrada de hidrógeno al reactor en 734.6 kg/h, se alimenta la cantidad de hidrógeno fresca necesaria para compensar el consumo por reacción. Teniendo en cuenta que las reacciones en realidad no se completan, se fija la entrada de hidrógeno fresco en 36 kg/h. De esta forma, se concluye que el caudal de hidrógeno recirculado debe tener un valor en torno a los 700 kg/h.

Mediante la utilización del simulador Unisim Design, se pudieron obtener los parámetros de las corrientes correspondientes al sistema descrito en la Figura 2.8. Los equipos y los parámetros cinéticos utilizados para realizar la simulación se

detallarán en los capítulos siguientes, haciendo hincapié en este capítulo únicamente en las corrientes que los componen para cerrar el balance de masa.

En la Tabla 2.1 se resumen las corrientes de entrada y salida correspondientes a cada equipo utilizado. Se muestra el balance de masa en cada equipo (se señala un porcentaje de error, referido al valor de entradas en cada caso, que surge por la resolución numérica por parte del simulador). Es importante destacar que el caudal másico de catalizador no se incluye en los valores, a menos que se indique explícitamente.

Tabla 2.1: Corrientes de entrada y salida de los equipos

| Reactor | | | | |
|-----------|------------------|---------------|----------------------|---|
| Corriente | Temperatura (°C) | Presión (kPa) | Caudal másico (tn/h) | Composición |
| 1 | 223.8 | 150 | 2 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{ac. estearico}:0.1938 ● W_{ac. palmitico}:0.2918 ● W_{ac. oleico}: 0.4644 ● W_{ac. linoleico}: 0.0402 ● W_{ac. miristico}:0.008 ● W_{impurezas}: 0.0018 |
| 2 | 245.3 | 30400 | 2 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{ac. estearico}:0.1938 ● W_{ac. palmitico}:0.2918 ● W_{ac. oleico}: 0.4644 ● W_{ac. linoleico}: 0.0402 ● W_{ac. miristico}:0.008 ● W_{impurezas}: 0.0018 |
| 3 | 300 | 30400 | 2 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{ac. estearico}:0.1938 ● W_{ac. palmitico}:0.2918 ● W_{ac. oleico}: 0.4644 ● W_{ac. linoleico}: 0.0402 ● W_{ac. miristico}:0.008 ● W_{impurezas}: 0.0018 |

| | | | | |
|---|-----|-------|------------------------|---|
| 4 salida reactor | 305 | 30400 | 5.482 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{ac. estearico}: 4.4E-6 ● W_{ac. palmitico}: 6.09E-6 ● W_{ac. oleico}: 0 ● W_{ac. linoleico}: 0 ● W_{ac. miristico}: 0 ● W_{al. estearilico}: 0.5492 ● W_{al. cetilico}: 0.2189 ● W_{al. miristico}: 0.0058 ● W_{ester}: 0.0284 ● W_{H2}: 0.1243 ● W_{impurezas}: 0.0735 |
| 5 Reciclo + fresco de Hidrógeno | 300 | 30400 | 0.9747 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{H2}: 0.7367 ● W_{agua}: 0.2633 |
| 6 Reciclo de alcoholes grasos, ésteres y catalizador | 300 | 30400 | 2.507 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{ac. estearico}: 9E-6 ● W_{ac. palmitico}: 9E-6 ● W_{ac. oleico}: 1.9E-5 ● W_{ac. linoleico}: 1E-6 ● W_{ac. miristico}: 0 ● W_{al. estearilico}: 0.6747 ● W_{al. cetilico}: 0.2596 ● W_{al. miristico}: 0.0067 ● W_{ester}: 0.0547 ● W_{H2}: 6E-5 ● W_{impurezas}: 0.0045 |
| | | | Entradas (tn/h) | 5.4817 |
| | | | Salidas (tn/h) | 5.482 |
| | | | Error (%) | 0.0055 |
| Separador caliente | | | | |
| 9 Entrada al separador caliente (igual a salida del reactor) | 150 | 500 | 5.482 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{ac. estearico}: 4.4E-6 ● W_{ac. palmitico}: 6.09E-6 ● W_{ac. oleico}: 0 ● W_{ac. linoleico}: 0 ● W_{ac. miristico}: 0 ● W_{al. estearilico}: 0.5492 ● W_{al. cetilico}: 0.2189 ● W_{al. miristico}: 0.0058 ● W_{ester}: 0.02848 |

| | | | | |
|--|-----|-----|------------------------|--|
| | | | | <ul style="list-style-type: none"> • W_{H2}: 0.1243 • Wimpurezas: 0.0735 |
| 15 fondo del separador caliente | 150 | 500 | 4.386 | <ul style="list-style-type: none"> • W_{ac}. estearico: 5E-6 • W_{ac}. palmitico: 8E-6 • W_{ac}. oleico: 0 • W_{ac}. linoleico: 0 • W_{ac}. miristico: 0 • W_{al}. estearilico: 0.6837 • W_{al}. cetilico: 0.2698 • W_{al}. miristico: 0.0070 • W_{ester}: 0.0349 • W_{H2}: 6.2E-5 • Wimpurezas: 0.0045 |
| 16 tope del separador caliente | 150 | 500 | 1.096 | <ul style="list-style-type: none"> • W_{ac}. estearico: 0 • W_{ac}. palmitico: 0 • W_{ac}. oleico: 0 • W_{ac}. linoleico: 0 • W_{ac}. miristico: 0 • W_{al}. estearilico: 0.0108 • W_{al}. cetilico: 0.0151 • W_{al}. miristico: 0.0012 • W_{ester}: 0.0020 • W_{H2}: 0.6215 • Wimpurezas: 0.3495 |
| | | | Entradas (tn/h) | 5.482 |
| | | | Salidas (tn/h) | 5.482 |
| | | | Error (%) | 0 |
| Separador frío | | | | |
| 17 igual que 16 | 60 | 500 | 1.096 | <ul style="list-style-type: none"> • W_{ac}. estearico: 0 • W_{ac}. palmitico: 0 • W_{ac}. oleico: 0 • W_{ac}. linoleico: 0 • W_{ac}. miristico: 0 • W_{al}. estearilico: 0.0108 • W_{al}. cetilico: 0.0151 • W_{al}. miristico: 0.0012 • W_{ester}: 0.0020 • W_{H2}: 0.6215 • Wimpurezas: 0.3495 |

| | | | | |
|--|-----|-----|------------------------|--|
| 19 fondo separador frío | 60 | 500 | 0.1586 | <ul style="list-style-type: none"> • W_{agua}: 0.8000 • $W_{\text{impurezas}}$: 1 E-4 • $W_{\text{hexadecanol}}$: 0.1000 • $W_{\text{octadecanol}}$: 0.0999 |
| 20 tope separador frío | 60 | 500 | 0.9371 | <ul style="list-style-type: none"> • W_{H_2}: 0.7300 • $W_{\text{impurezas}}$: 0.2700 |
| | | | Entradas (tn/h) | 1.096 |
| | | | Salidas (tn/h) | 1.0957 |
| | | | Error (%) | 0.03 |
| División del fondo del separador caliente | | | | |
| 24 | 150 | 500 | 1.974 | <ul style="list-style-type: none"> • $W_{\text{ac. estearico}}$: 5E-6 • $W_{\text{ac. palmitico}}$: 8E-6 • $W_{\text{ac. oleico}}$: 0 • $W_{\text{ac. linoleico}}$: 0 • $W_{\text{ac. miristico}}$: 0 • $W_{\text{al. estearilico}}$: 0.6837 • $W_{\text{al. cetilico}}$: 0.2698 • $W_{\text{al. miristico}}$: 0.0070 • W_{ester}: 0.0349 • W_{H_2}: 6.2E-5 • $W_{\text{impurezas}}$: 0.0045 |
| 25 | 150 | 500 | 2.412 | <ul style="list-style-type: none"> • $W_{\text{ac. estearico}}$: 5E-6 • $W_{\text{ac. palmitico}}$: 8E-6 • $W_{\text{ac. oleico}}$: 0 • $W_{\text{ac. linoleico}}$: 0 • $W_{\text{ac. miristico}}$: 0 • $W_{\text{al. estearilico}}$: 0.6837 • $W_{\text{al. cetilico}}$: 0.2698 • $W_{\text{al. miristico}}$: 0.0070 • W_{ester}: 0.0349 • W_{H_2}: 6.2E-5 • $W_{\text{impurezas}}$: 0.0045 |
| Catalizador | | | | |
| Entrada | - | - | 0.00924 | Catalizador fresco |
| Salida | - | - | 0.00924 | Catalizador gastado |

| Primera torre de destilación | | | | |
|------------------------------|-------|------|------------------------|---|
| 26 Entrada | 149.8 | 77.5 | 1.974 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{ac. estearico}: 5E-6 ● W_{ac. palmitico}: 8E-6 ● W_{ac. oleico}: 0 ● W_{ac. linoleico}: 0 ● W_{ac. miristico}: 0 ● W_{al. estearilico}: 0.6837 ● W_{al. cetilico}: 0.2698 ● W_{al. miristico}: 0.0070 ● W_{ester}: 0.0349 ● W_{H2}: 6.2E-5 ● W_{impurezas}: 0.0045 |
| 33 Tope | 105.5 | 10 | 0.02378 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{hexadecanol}: 0.4400 ● W_{tetradecanol}: 0.5600 |
| Venteo | 105.5 | 10 | 0.00935 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{agua}: 0.9356 ● W_{hidrógeno}: 0.0131 ● W_{al. miristilico}: 0.0427 |
| 30 Fondo | 242.1 | 10 | 1.941 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{hexadecanol}: 0.2700 ● W_{octadecanol}: 0.7000 ● W_{esteres}: 0.0300 |
| | | | Entradas (tn/h) | 1.974 |
| | | | Salidas (tn/h) | 1.97413 |
| | | | Error (%) | 0.0066 |
| Segunda torre de destilación | | | | |
| 30 Entrada | 242.1 | 10 | 1.941 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{hexadecanol}: 0.2700 ● W_{octadecanol}: 0.7000 ● W_{esteres}: 0.0300 |
| 37 Tope | 227.6 | 10 | 0.522 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{hexadecanol}: 0.9800 ● W_{octadecanol}: 0.0200 |
| 34 Fondo | 250.4 | 10 | 1.419 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{hexadecanol}: 0.0070 ● W_{octadecanol}: 0.9400 ● W_{esteres}: 0.0530 |

| | | | | | |
|-------------------------------------|-------|----|-------|---|-------|
| | | | | Entradas (tn/h) | 1.941 |
| | | | | Salidas (tn/h) | 1.941 |
| | | | | Error (%) | 0 |
| Tercera torre de destilación | | | | | |
| 34 Entrada | 250.4 | 10 | 1.419 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{hexadecanol}: 0.0070 ● W_{octadecanol}: 0.9400 ● W_{esteres}: 0.0530 | |
| 40 Tope | 250.1 | 10 | 1.326 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{hexadecanol}: 0.0080 ● W_{octadecanol}: 0.9800 ● W_{esteres}: 0.0520 | |
| 29 Fondo | 258.1 | 10 | 0.093 | <ul style="list-style-type: none"> ● W_{octadecanol}: 0.4300 ● W_{esteres}: 0.5700 | |
| | | | | Entradas (tn/h) | 1.419 |
| | | | | Salidas (tn/h) | 1.419 |
| | | | | Error (%) | 0 |

2.10.- Bibliografía

- Yasuyuki, Hattori; Katsutoshi Yamamoto; Jun Kaita; Morio Matsuda; Shuichi Yamada. "The development of Nonchromium Catalyst for Fatty Alcohol Production". Kao Corporation, Japón. 2000
- Sad, M.R. ; Mazziere, V.A.; Vera, C.R. Pieck, C.L. "Hidrogenación selectiva de metil ésteres de ácidos grasos para obtención de alcoholes grasos. I. Perspectivas actuales, catalizadores y mecanismos de reacción". Instituto de Investigaciones en Catálisis y Petroquímica. Santa Fe, Argentina. 2007.
- Gervajio, Gregorio C. "Fatty Acids and Derivates from Coconut Oil". Bailey's Industrial Oil and Fat Products, Sixth Edition, Six Volume Set. 2005
- Nishimura, Shigeo. "Handbook of heterogeneous catalytic hydrogenation for organic synthesis". John Wiley & Sons, Inc. 2001
- Rios, Luis A.; Restrepo, Gloria M.; Valencia, Sergio H.; Franco C., Alexander; Echeverri Z, David A. "La hidrogenación selectiva de aceites naturales a través de catalizadores heterogéneos". 2006.
- Eisenlohr, Karl-Helnz; Voeste, Buchschiag; Voeste, Theodor. "Process for the production of fatty alcohols by catalytic hydrogenation of fatty acids and their derivates". United States Patent Office. 1965
- Buchold, Henning; Voeste, Theodor. "Production of fatty alcohols from fatty acids". Frankfurt, Alemania. 1984.
- Muttzall, Klaus M. K.. "High pressure hydrogenation of fatty acid esters to fatty alcohols". Berlín, Alemania. 1966
- Suyenty, Eva, et. al. "Catalyst in Basic Oleochemicals". Semarang, Indonesia. 2007
- Thakur, Deepak S., et. al. "Catalysts for Fatty Alcohol Production from Renewable Resources". Beachwood, Estados Unidos. 2016
- Patente estadounidense número 4.533.648, "Regeneration of Copper Chromite Hydrogenation Catalyst". Disponible en: <https://patentimages.storage.googleapis.com/2c/d3/35/a5d71931a5ec9a/US4533648.pdf>

CAPÍTULO 3

Diseño del sistema de reactores



Capítulo 3

3.1.- Resumen ejecutivo

En este capítulo se describe el reactor empleado para la producción de alcoholes grasos a partir de la alimentación de ácidos grasos con impurezas, a través de una hidrogenación catalizada con cromito de cobre. Para su modelado, se analizan los fenómenos de transferencia de masa involucrados en la reacción heterogénea, y se concluye que los mismos son despreciables. Dada la presencia de un elevado reciclo interno de alcoholes grasos, se considera como modelo apropiado el de un tanque agitado continuo, de mezcla perfecta.

Tomando como referencia una velocidad de 2 m/s para el fluido en el conducto central (reciclo interno), se llega a un área transversal en esa sección de 0.144 m², con un diámetro de 0.43 m. En cuanto al flujo por la región anular, considerando nuevamente una rapidez de 2 m/s, se obtiene un área de 0.896 m² y un diámetro externo de 1.151 m.

Se determina el espesor de la pared externa del reactor a partir de consideraciones relativas a los recipientes sometidos a presión. El mismo resulta ser de 3.8 cm para la construcción en acero inoxidable 304.

En cuanto a las características térmicas del proceso, se opta por una operación adiabática dadas las características termodinámicas de las reacciones, dando lugar a un gran ahorro energético por no requerir el bombeo de fluido refrigerante.

3.2.- Modelo del reactor

El reactor consiste en una piscina líquida dividida en dos zonas distintas (a través de la presencia de un conducto interior concéntrico) que generalmente se burbujea por un gas. La diferencia de densidades aparentes que existen en una región de fluido también conocida como retención de gas provoca una determinada circulación del fluido en el reactor. La parte que aloja el flujo ascendente gas-líquido es el tubo ascendente (región anular), mientras que la región del fluido descendente se conoce como tubo descendente (región central), mostrado en la Figura 3.1.

No hay ningún medio de agitación mecánica utilizado en el interior del reactor. Por tanto, se puede simplificar para reducir los costos de energía y mantenimiento (Moraveji, 2012).

El extremo superior del tubo interior del reactor presenta un tamiz, que sirve para separar el hidrógeno gaseoso en exceso de la mezcla de líquido y catalizador, y permite el flujo descendente de esta mezcla a través del tubo interior. Este “reciclo interno” que presenta el reactor, preferentemente entre 100 y 1000 veces, y en este caso, 250 veces la alimentación, permitirá que la reacción de esterificación ocurra muy rápidamente en la parte inferior del tubo. Luego la mezcla de ésteres formada fluirá junto con el gas disuelto hacia arriba en la sección anular, ocurriendo la reacción de hidrogenación. El ingreso de hidrógeno es a través de un conducto tal que se encuentre casi instantáneamente con el éster formado, y, junto con la alimentación de catalizador fresco comienzan la reacción de hidrogenación en la parte inferior del espacio anular. Además, se evita el contacto directo del catalizador con los ácidos grasos, los cuales pueden dar lugar a su desactivación por sinterización.

La circulación intensa es lograda por el hecho de que la cantidad de hidrógeno alimentada es entre 10 y 50 veces (molar) la necesaria para la hidrogenación (en este caso, será de 50 veces la cantidad estequiométrica necesaria). Las velocidades de circulación de la mezcla de reacción obtenidas entonces suelen ser de, como mínimo, 0.2m/seg, y preferentemente de 1 a 2m/seg.

El ácido graso introducido, debido al intenso movimiento dentro del reactor, es inmediatamente distribuido de manera uniforme en un gran exceso de alcohol graso.

Una ventaja del proceso y del alto reciclo de alcohol radica en que el hidrógeno se disuelve mucho más en alcohol graso que en ácidos grasos o ésteres de ácidos grasos. Bajo las condiciones de hidrogenación a alta presión una cierta cantidad de alcohol graso disuelve alrededor de un 25% más de hidrógeno que la misma cantidad de ácido graso.

Los alcoholes grasos, que forman la mayor porción de la mezcla de reacción, disuelven cantidades de agua más grandes que los correspondientes ácidos grasos o ésteres. Como consecuencia la cantidad relativamente pequeña de agua liberada por la esterificación de la cantidad relativamente baja de ácido graso introducida es disuelta en el medio de alcohol graso, y los efectos perjudiciales del agua sobre el catalizador son evitados.

El agua de reacción liberada durante la reacción de esterificación ejerce un efecto retardante en la formación de hidrocarburos debido a que dicha presencia de agua desplaza el equilibrio químico. Las condiciones del proceso serán tales que evitarán sustancialmente de manera prácticamente completa dicha reacción secundaria principal.

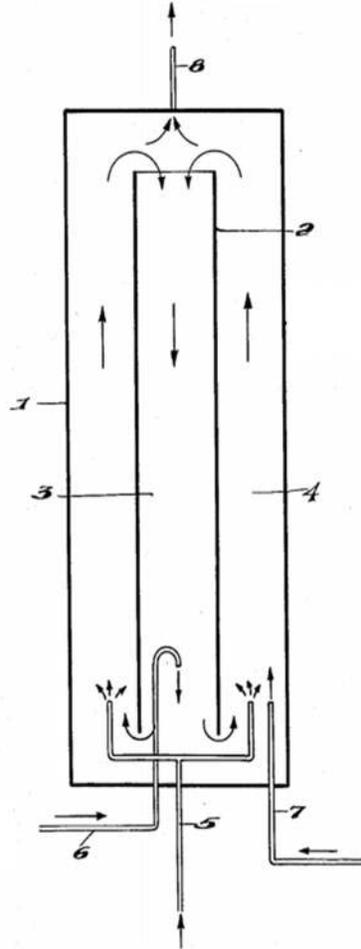


Figura 3.1: esquema del reactor

- 1: Pared externa del reactor
- 2: Pared externa del tubo interno del reactor
- 3: Espacio comprendido por el tubo interior. Allí circula en flujo descendente el exceso de alcohol graso reaccionado
- 4: Espacio anular, por donde los ésteres grasos formados ascienden junto con el hidrógeno disuelto dando lugar a la hidrogenación
- 5: Alimentación de hidrógeno
- 6: Alimentación de ácidos grasos (materia prima)

7: Alimentación de catalizador fresco

8: Producto, exceso de hidrógeno, catalizador y ésteres no reaccionados

3.3.- Modelo cinético

3.3.1.- Análisis de los fenómenos difusivos

En el reactor se llevará a cabo un sistema de reacciones en el que primero ocurrirá la esterificación, en fase líquida, y luego la hidrogenación, que se trata de un proceso heterogéneo. Se trata entonces de un sistema gas-líquido-sólido catalítico, donde el catalizador se presenta prácticamente en forma de polvo, lo cual permite ignorar fenómenos de difusión interna (dentro del catalizador).

La hidrogenación catalizada presentaría entonces, en principio, las siguientes etapas:

- 1) Difusión del H_2 , presente en el gas, a la interfase gas-líquido. Este fenómeno tendría asociado un coeficiente de transferencia de masa, que puede llamarse " k_G ".
- 2) Difusión del H_2 solubilizado en el líquido, desde la interfase gas-líquido hacia el seno del líquido, con un coeficiente de transferencia de masa " k_L " asociado.
- 3) Difusión del H_2 y los ésteres formados en la esterificación (presentes en la fase líquida) desde el seno del líquido hacia la superficie del catalizador.
- 4) Adsorción de los reactivos en la superficie del catalizador.
- 5) Reacción superficial.
- 6) Desorción de los productos.

Dado que el hidrógeno se alimentará puro y en un gran exceso, es razonable, sin cometer demasiado error, despreciar la transferencia de masa del mismo desde la fase gaseosa hacia el líquido: se puede asumir entonces un "perfil plano" de concentración del hidrógeno a lo largo del gas y hasta la interfase gas-líquido. Posteriormente, se estima la solubilidad del hidrógeno en la corriente líquida, asumiendo válida la ley de Henry para las condiciones de operación.

Por otra parte, a partir de la descripción y las características del reactor (el flujo intenso logrado y la muy alta recirculación interna de alcoholes), resulta razonable asumir un alto grado de mezclado a lo largo de todo el reactor, y, de esta manera, despreciar los posibles gradientes existentes entre la interfase gas-líquido y el seno del líquido, y entre el seno del líquido y la superficie del catalizador. La elevada recirculación interna permite suponer que el comportamiento del reactor tenderá al de un tanque con mezclado perfecto.

Además, se sabe que el catalizador es utilizado en forma de partículas de polvo (diámetros muy pequeños, alrededor de 4 micrómetros), por lo que la reacción de hidrogenación se llevará a cabo en la superficie externa del catalizador, sin haber fenómenos de difusión interna de reactivos y/o productos. Los perfiles de concentración del hidrógeno y los ésteres se esquematizan en la Figura 3.2.

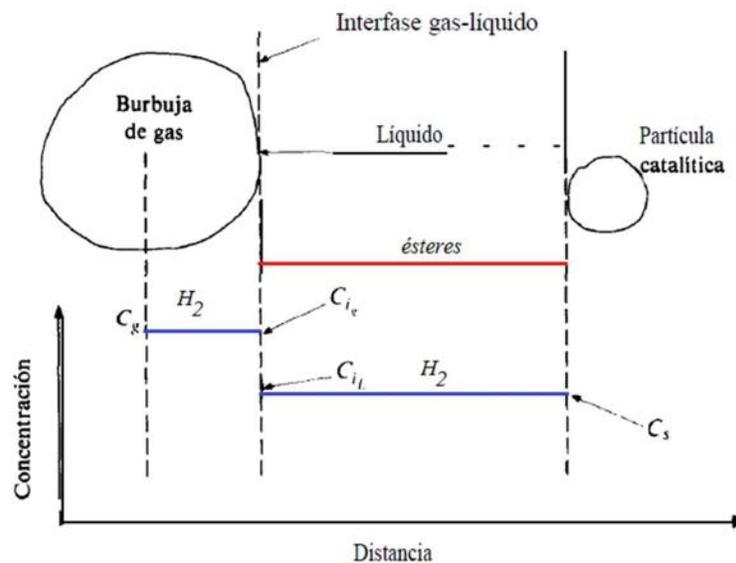


Figura 3.2: Perfiles planos de concentración de los reactivos (resistencia al transporte despreciable). (Adaptado de Smith, 1991)

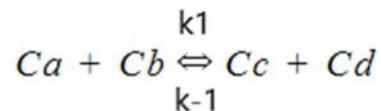
3.3.2.- Primera etapa: reacciones de esterificación

Las reacciones de esterificación entre los ácidos grasos presentes y los alcoholes grasos formados, será la etapa rápida del proceso. Como se describió, el tipo de reactor utilizado presenta una muy alta relación de recirculación interna, lo cual hace

que el equilibrio se desplace hacia la formación de los ésteres, y se alcanzará prácticamente de forma instantánea el valor de conversión de equilibrio en las condiciones de operación.

A partir de la búsqueda bibliográfica, se encontró apropiado un modelado de cinética tipo ley de la potencia para la reacción de esterificación, resultando una expresión de velocidad reversible de segundo orden. En general, se ha encontrado que éste tipo de reacciones se lleva a cabo en presencia de biocatalizadores heterogéneos (por ejemplo, lipasa inmovilizada), debido a diversas limitaciones presentadas en la utilización de catalizadores como ácido sulfúrico, hidróxido de potasio, metilato de sodio, entre otros. Sin embargo, la gran cantidad de exceso de alcohol recirculado permite suponer que la falta de catalizador para esta reacción no tendrá un impacto negativo (reacción lenta, o conversión baja a éster de cera). Por lo tanto, se adoptará una expresión cinética de bibliografía (Alves et al.) para la esterificación catalizada de ácidos grasos para dar ésteres de cera.

De forma general, el mecanismo viene dado por:



Siendo:

C_a = concentración de ácido graso (M)

C_b = concentración de alcohol graso (M)

C_c = concentración de éster de cera (M)

C_d = concentración de agua (M)

k_1 = constante aparente de velocidad de reacción directa $\left(\frac{L}{mol * h}\right)$

k_{-1} = constante aparente de velocidad de reacción inversa $\left(\frac{L}{mol * h}\right)$

La velocidad de reacción, acorde al mecanismo propuesto, puede expresarse como:

$$r_a = - \frac{dC_a}{dt} = k_1 C_a C_b - k_{-1} C_c C_d$$

donde $\frac{-dC_a}{dt}$ es la velocidad de consumo del ácido graso correspondiente.

Puede expresarse en términos de la conversión como:

$$\frac{dX}{dt} = k_1(1 - X)(C_{b0} - X C_{a0}) - k_{-1} C_{a0} X^2$$

siendo X la conversión del ácido graso a un determinado tiempo "t". Esta expresión puede integrarse y dejarse en función de la conversión de equilibrio:

$$X = \frac{X_e \times (1 - e^{\varepsilon \times t})}{e^{\varepsilon \times t} \times [1 - (1 + \frac{C_{a0}}{C_{b0}}) \times X_e] + 1}$$

siendo

$$\varepsilon = \frac{k_1 \times [X_e \times (C_{a0} + C_{b0}) - 2 \times C_{b0}]}{X_e}$$

De la ecuación anterior se puede derivar una expresión para k_1 :

$$k_1 = \frac{\varepsilon}{(C_{a0} + C_{b0} - \frac{2 \times C_{b0}}{X_e})}$$

A partir del planteo del equilibrio, se obtiene una expresión para la constante cinética de la reacción inversa:

$$k_{-1} = \frac{k_1 \times (1 - X_e) \times (C_{b0} - X_e \times C_{a0})}{C_{a0} \times X_e^2}$$

En el equilibrio, $\frac{dX}{dt} = 0$ y $X = X_e$, resultando:

$$Keq = \frac{k_1}{k_{-1}}$$

Alves empleó datos experimentales del efecto de la temperatura de reacción en la síntesis de los ésteres para determinar parámetros termodinámicos.

$$\ln(k_1) = \ln(A) - \frac{Ea}{R} \times \frac{1}{T} \quad (1)$$

siendo A el factor preexponencial de Arrhenius (unidades de k), y Ea la energía de activación aparente (kJ/mol), R la constante universal de los gases y T la temperatura absoluta (K).

De forma similar, el autor obtuvo parámetros termodinámicos a partir de una linealización de la ecuación de Van't Hoff:

$$\ln(Keq) = \frac{\Delta S}{R} - \frac{\Delta H}{R} * \frac{1}{T} \quad (2)$$

A partir de la representación gráfica de las expresiones (1) y (2) (Figura 3.3), se reportaron los valores correspondientes de k_1 y K_{eq} a partir de datos obtenidos experimentalmente de las conversiones de equilibrio (X_e) y la comparación de éstas con los valores teóricos a partir de las expresiones deducidas arriba.

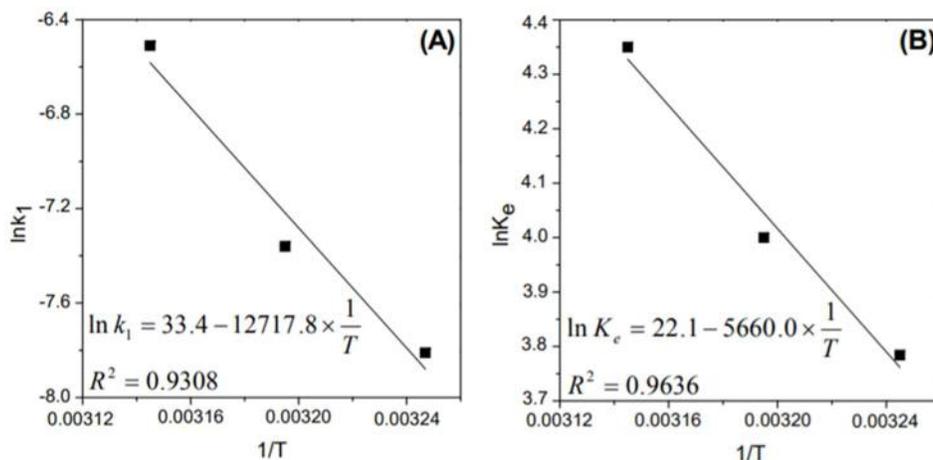


Figura 3.3: Ajustes obtenidos para la esterificación (Alves et. al)

La temperatura de operación no se encuentra en el rango para el cual estas expresiones fueron desarrolladas empíricamente, sin embargo se extrapolan los números a falta de otros datos.

Aquí, C_a se corresponderá con la concentración de los 5 ácidos presentes en la alimentación: esteárico, palmítico, oleico, linoleico y mirístico. C_b corresponderá a la concentración del alcohol reactivo, es decir, alcoholes miristílico, cetílico y estearílico, respectivamente. Como se analizó en el capítulo anterior, se tiene la formación posible de 15 ésteres, considerando la reacción entre los 5 ácidos grasos y los 3 alcoholes grasos presentes.

3.3.3.- Segunda etapa: reacciones de hidrogenación

La hidrogenación será la etapa limitante de la velocidad. Mutzall ha realizado un estudio exhaustivo de la hidrogenación de ésteres de cera a alcoholes grasos en presencia del catalizador de cromito de cobre. Como se sabe del estudio previo de las características de las reacciones, para una dada concentración de éster, la hidrogenación de éster a alcohol graso se detiene, lo que indica la reversibilidad de la reacción.

Aunque, en su estudio, la mayoría de gráficos y resultados obtenidos fueron para aceites como materia prima, también se han reportado valores para sebo vacuno, y los resultados obtenidos gráficamente poseen en general la misma tendencia, por lo que éstos son extrapolables al caso en estudio.

En líneas generales, en un gráfico de concentraciones en función del avance de reacción, se observa que la concentración de éster decrece rápidamente al comienzo de la reacción, y mucho más lentamente a medida que la reacción avanza, a medida que se forma más cantidad de alcohol graso.

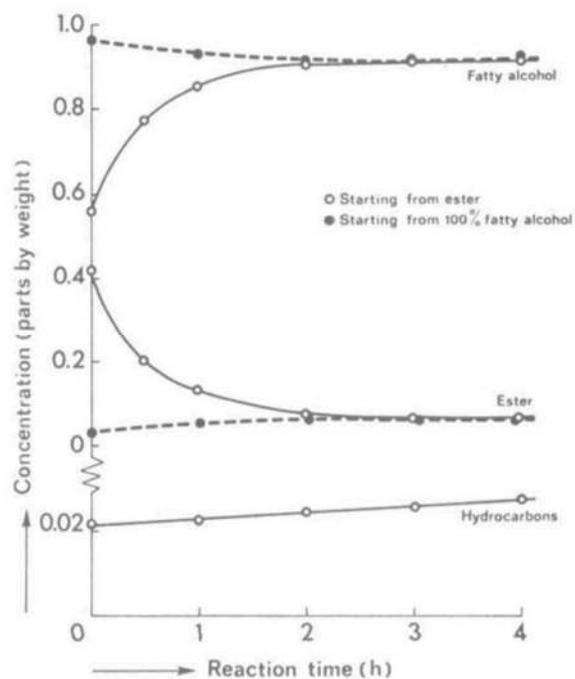


Figura 3.4: Concentraciones experimentales de ésteres y alcoholes grasos, en función del tiempo de reacción.

La forma de las curvas no es un detalle menor, y el hecho de observar rápidas variaciones en la concentración a tiempos bajos, esto es, altas velocidades de reacción, permite que la reacción pueda ajustarse a una cinética tipo ley de la potencia, siendo la velocidad directamente proporcional a la concentración de los reactivos.

A partir de la ecuación general de la reacción química:



surge la siguiente expresión para la constante de equilibrio:

$$K_{eq} = \frac{A^2}{E \times C_H^2}$$

donde A y E son las concentraciones de alcohol graso y éster, respectivamente, expresadas como fracciones másicas. La concentración de hidrógeno en la fase líquida puede ser expresada como:

$$C_H = \lambda \times (1 - 0.2 \times E) \times p_H$$

siendo p_H la presión parcial del hidrógeno en el gas en contacto con el líquido, y λ la constante de Henry a una temperatura genérica. Finalmente, la expresión de la constante de equilibrio queda:

$$K_{eq} = \frac{A^2}{E \times ((1 - 0.2 \times E) \times p_H)^2}$$

donde los valores para A y E fueron reportados de forma empírica como fracciones másicas.

Un posterior análisis de la dependencia de la constante de equilibrio con la temperatura llevó a derivar expresiones de forma empírica, tanto para aceites vegetales como para sebo vacuno como materia prima. Para el caso de interés:

$$K_{eq} = 16.8 \times 10^{-8} \times e^{\left(\frac{4700}{T}\right)} \quad (T \text{ en } ^\circ K)$$

También se ha estudiado la influencia del peso molecular de los alcoholes grasos en la constante de equilibrio; se observó la tendencia esquematizada en la Figura 3.5.

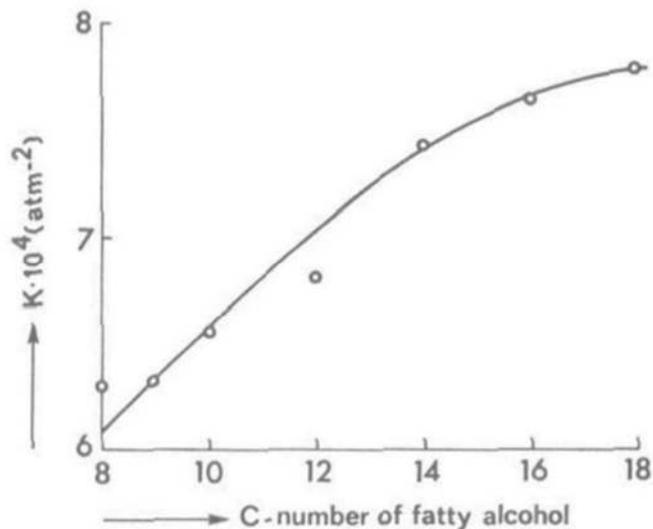


Figura 3.5: Influencia del peso molecular de los alcoholes grasos en el valor de la constante de equilibrio

Según Mutzall, la ecuación de velocidad puede expresarse como:

$$\frac{dA}{dt} = -\frac{dE}{dt} = k_a \times E \times C_H^2 - k_b \times A^2$$

Sustituyendo: $ka' = ka \times \lambda^2$ en la expresión de velocidad, y teniendo en cuenta que se encontró que las constantes de velocidad son linealmente dependientes de la concentración de catalizador (π), la ecuación de velocidad puede ser reescrita como:

$$\frac{dA}{dt} = k_1 \times \pi \times E \times (1 - 0.2 \times E)^2 \times p_H^2 - k_2 \times \pi \times A^2$$

en donde $k_1 = \frac{ka}{\pi}$ y $k_2 = \frac{kb}{\pi}$.

Al alcanzar el equilibrio, se tiene $\frac{dA}{dt} = 0$, por lo que se obtiene:

$$K_{eq} = \frac{k_1}{k_2} = \frac{A^2}{E \times ((1 - 0.2 \times E) \times p_H)^2}$$

Es importante aclarar que las constantes cinéticas no tienen unidades tales que se puedan cargar en el simulador UNISIM Design, por lo que fue necesario hacer un trabajo dimensional, el cual se detalla en el anexo.

3.4.- Dimensionamiento del reactor

3.4.1.- Cálculo del reactor: volumen, conversión, condiciones operativas

A partir de la descripción detallada sobre el reactor a diseñar: características constructivas, condiciones de flujo, alta relación de recirculación interna, y en el análisis realizado acerca de los fenómenos de transferencia de masa, que serán despreciados, el diseño del reactor se realiza bajo la hipótesis de un flujo de tipo mezclado perfecto.

El diseño del mismo se llevó a cabo en el Software Unisim Design R460.1 donde se cargaron las condiciones de las corrientes 1, 2, 3, 12 y valores semilla cercanos a los esperados de las corrientes recirculadas externamente 6 y 14, obteniéndose así los valores de salida correspondientes con la producción de alcoholes grasos.

Dicha simulación se realizó con dos reactores de equilibrio en serie con un reactor tanque agitado continuo (TAC). En uno de los reactores de equilibrio se llevó a cabo la esterificación de los ácidos grasos con el exceso de alcohol recirculado en la corriente 6, mientras que en el segundo reactor de equilibrio se realizó la saturación de los ésteres formados a partir de ácido oleico y linoleico (a pesar de ser una reacción heterogénea, no se la consideró como tal en el entorno de simulación, sino que se le asignó una constante de equilibrio alta para poder computar el consumo de H₂ y el calor puesto en juego). Por otro lado, una vez obtenidos todos los ésteres saturados, se procedió a simular la hidrogenación a alcoholes grasos en el reactor TAC.

Todas las reacciones mencionadas anteriormente se llevaron a cabo en condiciones adiabáticas y a una presión de 30400 KPa (300 atm), siendo las temperaturas variables dadas las condiciones termodinámicas de las especies involucradas en cada reacción.

Se logró simular el modelo de reactor deseado, obteniéndose un volumen de reactor de 23 m³, para una conversión del 97% a alcoholes grasos, teniendo en cuenta el pequeño efecto que tendría en la conversión trabajar con un volumen mayor, como se ve en la Figura 3.6.

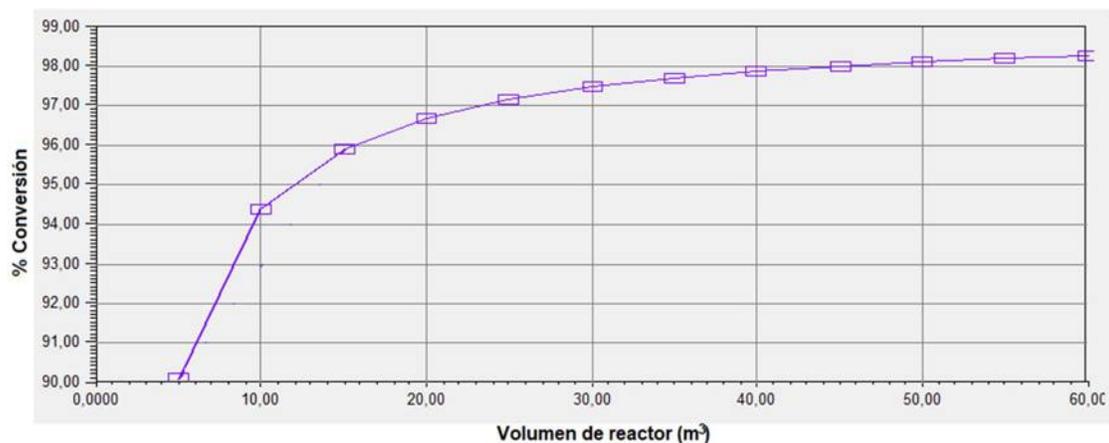


Figura 3.6: Conversión de la hidrogenación en función del volumen del reactor

A partir del volumen obtenido se calcularon las dimensiones del reactor. Conociendo la recirculación interna de alcoholes grasos (250 veces el caudal másico de alimentación), considerando la densidad de la mezcla recirculada (principalmente alcoholes) y una velocidad lineal de 2 m/s, se determina el área interna de flujo:

$$\text{Área interna} = \frac{500000 \text{ kg/h}}{480.6 \text{ kg/m}^3} \times \frac{1}{7200 \text{ m/h}} = 0.144 \text{ m}^2$$

Se determina el valor del diámetro interno:

$$\text{Área interna} = \frac{\pi \times D_{\text{interno}}^2}{4}$$

$$\text{Diámetro interno} = 0.43 \text{ m}$$

Para determinar el área correspondiente al ánulo, se sabe que el caudal que circula por el mismo será igual a la suma del caudal interno recirculado, más el caudal que sale del reactor de hidrogenación. Haciendo un cálculo similar, teniendo en cuenta la densidad de la mezcla que circula por el ánulo, se determina el caudal volumétrico, y con la velocidad sugerida de 2 m/s se determina el área anular y con ello el diámetro externo del reactor:

$$\text{Caudal volumétrico en el ánulo} = \frac{505123 \text{ kg/h}}{78.27 \text{ kg/m}^3} = 6.454 \times 10^3 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$\text{Área transversal anular} = \frac{6.454 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{h}}{7200 \text{ m/h}} = 0.896 \text{ m}^2 = \frac{\pi}{4} \times (D_{ext}^2 - D_{int}^2)$$

$$\text{Diámetro externo} = 1.151 \text{ m}$$

$$\text{Altura del reactor} = \frac{\text{Volumen}}{\text{Área transversal}} = \frac{23 \text{ m}^3}{\frac{1.151^2 \text{ m}^2}{4} * \pi}$$

$$\text{Altura del reactor} = 22.1 \text{ m}$$

Una dimensión importante a determinar es el espesor de la pared del reactor. Esto es así porque el equipo es un recipiente sometido a presión interna: su interior se encuentra a 300 atm, mientras que en el exterior la presión es la atmosférica. Es necesario entonces que la pared del reactor sea lo suficientemente gruesa para garantizar la integridad de las instalaciones. Para abordar este aspecto, se recurre a la información contenida en el material de la cátedra “Cálculo Estructural II” de la Facultad de Ciencias Exactas, Físicas y Naturales de la Universidad Nacional de Córdoba. En el capítulo 16 del material se tratan los recipientes de presión.

En la Figura 3.7 se muestra un esquema de un recipiente de cuerpo cilíndrico (de radio “R”) sometido a una presión interna “P”. Se indica un espesor de pared “t”, y se muestran las tensiones tangencial (σ_t) y longitudinal (σ_L) que se generan por acción de la presión P.

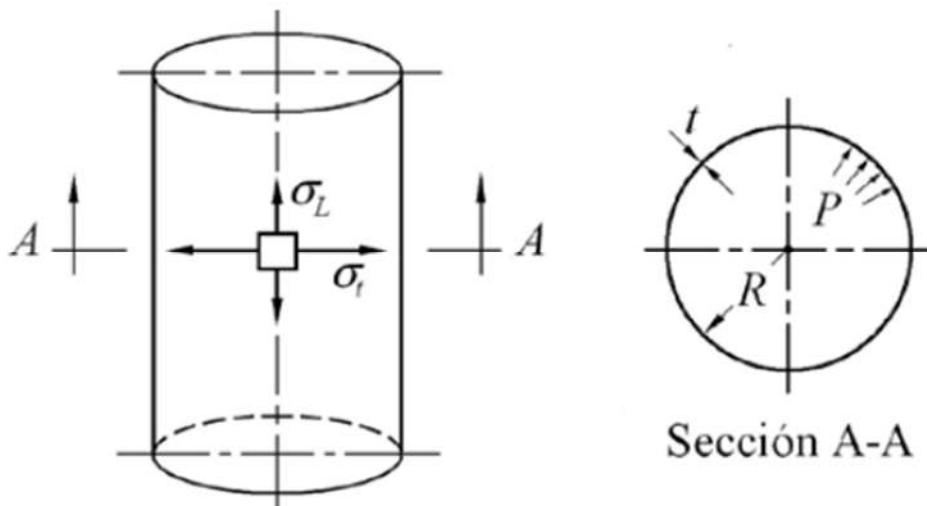


Figura 3.7: Cuerpo cilíndrico sometido a presión interna y tensiones resultantes.

El espesor puede calcularse para garantizar la integridad frente a la tensión tangencial σ_t o la longitudinal σ_L . Se observa que el espesor requerido por σ_t es el doble del requerido por σ_L , por lo cual se emplea la ecuación que contempla el esfuerzo tangencial. Se tiene así la siguiente expresión para el espesor mínimo necesario:

$$\text{espesor mínimo} = t = \frac{P \times R}{S \times E - 0.6 \times P} [=] \text{pulgadas}$$

donde:

- S es la tensión máxima admisible en tracción, que es función del material y la temperatura (psi).
- E es la eficiencia de la junta en las soldaduras.

La presión P se expresa en psi, y el radio R en pulgadas.

Tal como se comentó previamente, P es la presión interna del recipiente. Sin embargo, para el diseño del equipo no se debe emplear la presión de operación, sino que se trabaja con un margen de seguridad. Es por esto que P se toma como el mayor valor entre las dos opciones siguientes:

- $P = 1.1 \times P_0$
- $P = P_0 + 2 [=] \text{kg/cm}^2$

siendo P_0 la máxima presión de operación normal del proceso. En el caso bajo estudio, P_0 vale 300 atm, por lo que la presión de diseño resulta: $P = 330 \text{ atm} = 4849.7$

psi. A esta presión y a la temperatura de operación de 305°C, se obtiene una tensión máxima admisible $S = 95724.9$ psi para un cilindro de acero inoxidable 316. Se considera una eficiencia de junta en las soldaduras $E = 0.8$, y $R = 22.657''$ tal como se obtuvo con anterioridad. Así, se llega al espesor de pared:

$$\text{espesor mínimo} = t = \frac{P \times R}{S \times E - 0.6 \times P} = 1.49'' = 3.8 \text{ cm}$$

3.5.- Diseño térmico

El diseño del reactor se realizó con un modelo adiabático debido a que las reacciones involucradas son reversibles exotérmicas, por lo que trabajar isotérmicamente a altas temperaturas no sería lo deseado.

En base a la simulación realizada para diferentes condiciones de operación, en el caso adiabático, se observó un leve aumento en la temperatura en el reactor. Este aumento de temperatura en principio no representa ningún riesgo a nivel operativo, como podrían ser temperaturas extremadamente altas que causen daños mecánicos. En este sentido, la operación adiabática resultaría conveniente teniendo en cuenta el ahorro económico que implica no tener que utilizar ningún sistema de enfriamiento.

A continuación, se determina el espesor de aislante requerido para lograr una operación adiabática. Considerando que en la operación real no es posible alcanzar un sistema adiabático ideal sino que se tiene cierta pérdida de calor hacia los alrededores, el espesor del aislante se determina planteando la conducción de calor a través de las dos capas de sólido (pared del reactor / capa aislante). Dicha velocidad de pérdida de calor debe representar una fracción lo suficientemente pequeña de alguna magnitud que se tome como parámetro (esto es porque se pretende estar lo más cerca posible de la condición adiabática). En este caso, el parámetro que se considera es la velocidad de transferencia de calor que se tendría si el reactor estuviera descubierto (con la pared metálica expuesta directamente al aire), intercambiando energía por convección natural. Esta situación se representa con el

esquema de la Figura 3.8, extraída del libro “Transferencia de Calor y Masa” de Y. Çengel y A. Ghajar.

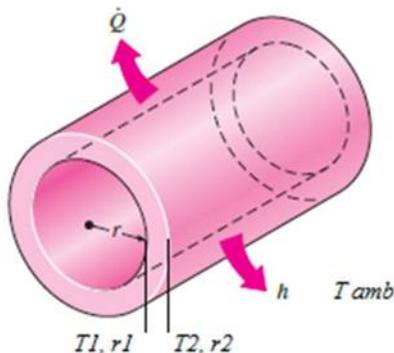


Figura 3.8: Esquema de la conducción de calor a través de la pared metálica del reactor (Adaptado de Çengel y Ghajar)

Las ecuaciones que rigen la transferencia de calor en este caso son las siguientes:

$$Q_{pared} = \frac{2 \times \pi \times H \times k_{reactor} \times (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}$$

$$Q_{aire} = 2 \times \pi \times r_2 \times H \times h_{aire} \times (T_2 - T_{amb})$$

donde H es la altura del reactor, $k_{reactor}$ es la conductividad térmica de la pared metálica y h_{aire} es el coeficiente de transferencia de calor por convección natural en la superficie externa. Si se considera que no existen gradientes de temperatura en el contenido del reactor (dado que se trabaja con mezclado perfecto), T_1 resulta igual a la temperatura del fluido, la cual es igual a la temperatura de la corriente de salida del equipo: $T_1 = 305^\circ\text{C}$. En principio, la resistencia a la transferencia de calor a lo largo de la pared del reactor no es despreciable, teniendo en cuenta su espesor (calculado como espesor mínimo) y su conductividad $k_{reactor} = 16.2 \frac{\text{W}}{\text{m} \times \text{K}}$ para acero inoxidable 316.

Para T_{amb} se toma la temperatura mínima ambiente que se tiene en la localidad de Quilmes a lo largo del año, ya que el reactor se encontrará en la intemperie dadas las dimensiones del mismo. Se toma entonces como caso crítico $T_{amb} = 8^\circ\text{C}$.

Por otro lado:

$$h_{aire} = 6.53 \frac{W}{m^2 \times K}$$

El valor de h fue estimado a partir de correlaciones para la situación de convección natural en un cilindro muy largo en comparación con su diámetro. Teniendo en cuenta que en un estado estacionario se cumple la igualdad $Q_{pared} = Q_{aire} = Q$, se llega a la máxima pérdida de calor posible, teniendo en cuenta que es válida la expresión del calor total como una diferencia de temperaturas sobre una suma de resistencias térmicas:

$$Q = \frac{T_1 - T_{amb}}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \times \pi \times H \times k_{reactor}} + \frac{1}{2 \times \pi \times r_2 \times H \times h_{aire}}}$$

$$Q_{m\acute{a}x} = 162 \text{ kW}$$

Si se agrega la capa de aislante, el esquema pasa a ser el de la Figura 3.9, también incluida en el libro de Çengel.

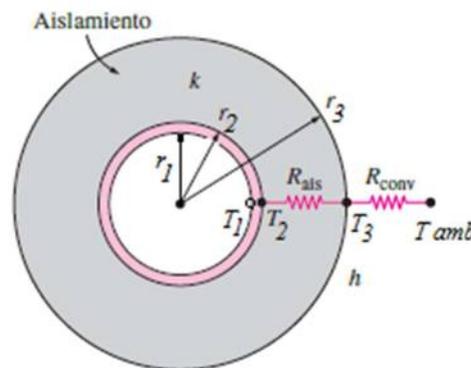


Figura 3.9: Esquema de la conducción de calor a través de la pared metálica del reactor, recubierta con aislante (Adaptada de Çengel y Ghajar)

En este caso, la transferencia de calor pasa a estar gobernada por las tres ecuaciones siguientes, dado que aparece la conducción a través del aislante:

$$Q_{pared} = \frac{2 \times \pi \times H \times k_{reactor} \times (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}$$

$$Q_{aislante} = \frac{2 \times \pi \times H \times k_{aislante} \times (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}$$

$$Q_{aire} = 2 \times \pi \times r_3 \times H \times h_{aire} \times (T_3 - T_{amb})$$

Si el aislante es lana de vidrio, se tiene una conductividad térmica:

$$k_{aislante} = 0.115 \frac{kJ}{h \times m \times K} = 0.032 \frac{W}{m \times K}$$



Figura 3.10: Aislante de lana de vidrio.

Teniendo en cuenta el diseño para estado estacionario, y que no hay generación, el calor total puede expresarse en términos de una “fuerza impulsora global” y una suma de resistencias (las cuales se indican en la Figura 3.9), como sigue:

$$Q = \frac{T_1 - T_{amb}}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \times \pi \times H \times k_{reactor}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \times \pi \times H \times k_{aislante}} + \frac{1}{2 \times \pi \times r_3 \times H \times h_{aire}}}$$

La expresión queda en función de la temperatura dentro del reactor (igual a 305°C), la temperatura ambiente (conocida) y el radio de aislante (desconocido).

Un parámetro importante a la hora de cuantificar el espesor del aislante es el “radio crítico de aislamiento”. En un sistema general, podría esperarse un comportamiento de $Q(r_3)$ tal como el que se esquematiza en la Figura 3.11:

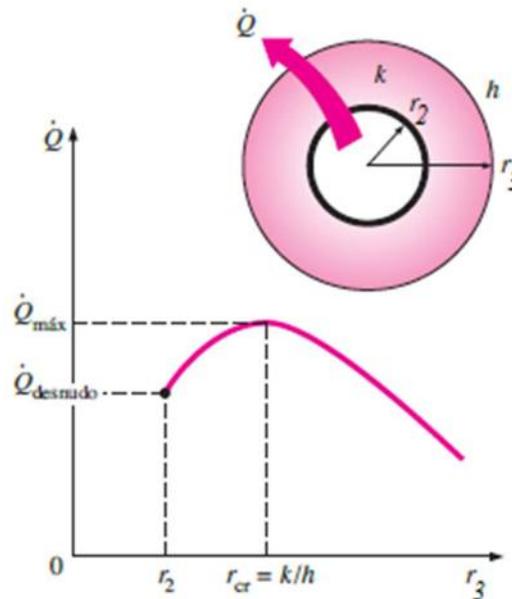


Figura 3.11: Calor disipado en función del radio exterior de la capa de aislante
(Adaptada de Çengel y Ghajar)

Esto se debe a que, al agregar aislante, se incrementa la resistencia a la conducción de calor (por su baja conductividad térmica), a la vez que se reduce la resistencia a la convección (dado que aumenta el área externa para la transferencia de calor). Así, $Q(r_3)$ puede aumentar o disminuir respecto al valor de $Q_{m\acute{a}x}$ calculado (sin aislante), dependiendo de qué efecto sea el que predomine. Existe un valor de r_3 , denominado “radio crítico de aislamiento” y denotado por r_c , para el cual la pérdida de calor es

máxima (debido a que predomina la disminución de la resistencia a la convección), mientras que a medida que r_3 aumenta por encima de r_c , Q se reduce, predominando el aumento de la resistencia a la conducción. Para el caso de un cilindro, r_c puede determinarse como k_{aislante}/h , de forma que para el caso en estudio se tiene:

$$r_c = \frac{k_{\text{aislante}}}{h} = \frac{0.032 \frac{W}{m \times K}}{6.53 \frac{W}{m^2 \times K}} = 4.9 * 10^{-3} m$$

Se observa que r_c es mucho menor a las dimensiones del reactor diseñado, siendo incluso menor que el radio interno de la pared metálica. Así, se puede asegurar que el agregado de aislante va a implicar un descenso en el calor disipado en cualquier caso. La decisión sobre el espesor ($r_3 - r_2$) se toma considerando la pérdida de calor correspondiente a cada espesor, respecto a $Q_{\text{máx}}$. Dicha relación, expresada como porcentaje, se grafica en la Figura 3.12 en función del espesor del aislante.

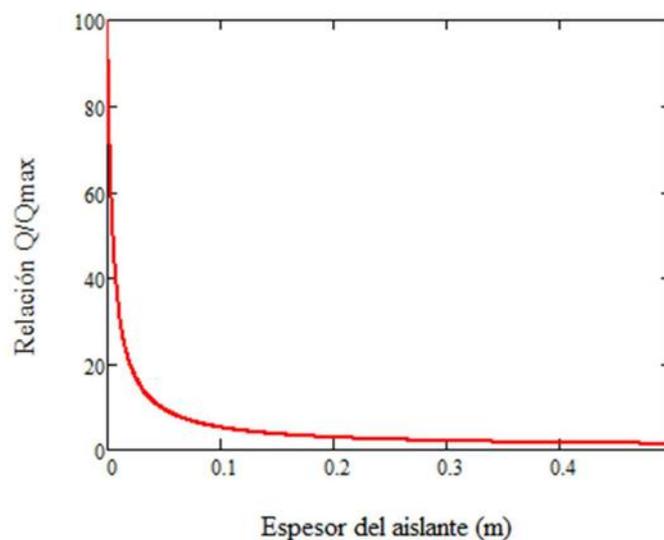


Figura 3.12: Pérdida de calor Q expresada como porcentaje de $Q_{\text{máx}}$, en función del espesor de aislante $r_3 - r_2$

Se considera optar por un espesor de aislante de 10cm, valor para el cual la relación Q/Q_{max} resulta aproximadamente 5%, es decir, se pierde apenas un 5% del calor total que se perdería en ausencia del aislante.

3.6.- Bibliografía

- Muttzall, K. M. K., et. al. "High-Pressure Hydrogenation of Fatty Acid Esters to Fatty Alcohols". Berlín, Alemania. 1966.
- Alves, M. D., et. al. "Kinetic, thermodynamic, optimization and reusability studies for the enzymatic synthesis of a saturated wax ester". Alfenas, Brasil. 2016.
- Estearato de cetilo, Nro CAS: 1190-63-2
https://www.chemsrc.com/en/cas/1190-63-2_906734.html
- Estearato de estearilo:
https://www.chemicalbook.com/ChemicalProductProperty_EN_CB5182921.htm
- Palmitato de estearilo:
<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Stearyl-palmitate#section=Density>
- Oleato de estearilo:
<http://www.thegoodscentcompany.com/data/rw1453491.html>
- Palmitato de estearilo:
<http://www.chemspider.com/Chemical-Structure.70666.html>
- Oleato de cetilo:
<http://www.chemspider.com/Chemical-Structure.4526656.html>
- Oleato de estearilo: <https://www.scbt.com/p/stearyl-oleate-17673-49-3>
- Oleato de miristilo:
<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Myristyl-oleate>
- Miristato de cetilo: https://www.chemsrc.com/en/cas/2599-01-1_554423.html
- Oleato de miristilo:
<https://www.chemsrc.com/en/searchResult/MYRISTYL%2520OLEATE/>
- VIII.- Diseño y análisis estructural de recipientes a presión.
- Massa J., Giro J., Giudici A.; "Recipientes de Presión" - Capítulo 16 del material de cátedra de la asignatura "Cálculo Estructural II" de la Facultad de Ciencias Exactas, Físicas y Naturales de la Universidad Nacional de Córdoba; 2015. Disponible en:

[http://www.cat.calc_est_2_im.efn.uncor.edu/wp-content/uploads/2013/10/Cap-16_RECIPIENTES Parte-1.pdf](http://www.cat.calc_est_2_im.efn.uncor.edu/wp-content/uploads/2013/10/Cap-16_RECIPIENTES_Parte-1.pdf)

- Y. Çengel y A. Ghajar. “Transferencia de calor y masa: fundamentos y aplicaciones”. Mexico, 2011.
- Clima en Quilmes:
<https://es.weatherspark.com/s/28963/3/Tiempo-promedio-en-el-invierno-en-Quilmes-Argentina>

3.7.- Anexo

3.7.1.- Pasaje de unidades de las constantes cinéticas

A continuación se muestra el procedimiento seguido para realizar el cambio de dimensiones de las constantes cinéticas de las reacciones de hidrogenación. El mismo fue de interés para lograr trabajar con el simulador UNISIM Design, el cual permite ingresar parámetros con determinadas unidades.

En primer lugar, se comenta lo efectuado para la reacción directa. Muttzall expresa su velocidad como:

$$r_M = r_{directa} = -\frac{dE}{dt} = \frac{dA}{dt} = k_a E H^2 \quad [=] \text{ h}^{-1}$$

donde k_a tiene unidades de $\text{gramos}^2 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{cm}^{-6}$, E es la fracción másica de los ésteres, A es la fracción másica de los alcoholes, y H es la concentración de hidrógeno en el líquido en cm^3 medidos en CNPT por cada gramo de mezcla líquida. Es importante aclarar que la velocidad de reacción de las especies depende de las reacciones directa e inversa, pero en esta primera parte se ignora la segunda contribución dado que lo que interesa es realizar un cambio de unidades.

El simulador permite cargar parámetros tal que la velocidad esté escrita como:

$$r_S = -\frac{1}{V} \frac{dn_E}{dt} = -\frac{dC_E}{dt} = k_{dir,S} C_E C_H^2 \quad [=] \text{ mol} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$$

con $k_{dir,S}$ en $\text{L}^2 \cdot \text{mol}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, C_E = mol de éster/volumen de mezcla líquida y C_H = mol de H_2 /volumen de mezcla líquida.

Para comenzar, se buscó expresar ambas velocidades en función del mismo producto de concentraciones, por ejemplo $E H^2$. Se puede pasar de C_E a E de la siguiente manera:

$$\frac{\text{moles de E}}{\text{volumen de líquido}} = \frac{\text{masa de E} / \text{PM de E}}{\text{masa de líquido} / \text{densidad del líquido}} \Rightarrow C_E = E \frac{\rho_{liq}}{PM_E}$$

El pasaje de C_H a H se efectúa considerando la ecuación de los gases ideales, dado que H involucra un volumen medido en CNPT:

$$\frac{\text{moles de } H_2}{\text{volumen de líquido}} = \frac{cm^3 (CNPT) P/RT}{\text{masa de líquido/densidad del líquido}} \Rightarrow C_H = H \frac{P\rho_{\text{liq}}}{RT}$$

Con estas equivalencias, puede reescribirse la expresión de r_S :

$$r_S = k_{dir,S} C_E C_H^2 = k_{dir,S} E \frac{\rho_{\text{liq}}}{PM_E} \left(H \frac{P\rho_{\text{liq}}}{RT} \right)^2 = k_{dir,S} \frac{P^2 \rho_{\text{liq}}^3}{PM_E R^2 T^2} E H^2$$

de forma que puede plantearse la siguiente relación entre r_S y r_M :

$$\frac{r_S}{r_M} = \frac{k_{dir,S}}{k_a} \frac{P^2 \rho_{\text{liq}}^3}{PM_E R^2 T^2}$$

Para obtener la relación entre $k_{dir,S}$ y k_a es necesario contar con un vínculo entre r_S y r_M , el cual se consigue a través del siguiente planteo:

$$r_M = -\frac{dE}{dt}$$

$$r_S = -\frac{dC_E}{dt} = -\frac{d}{dt} \left(\frac{\text{moles } E}{\text{volumen líquido}} \right) = -\frac{d}{dt} \left(\frac{\text{masa } E / PM_E}{\text{masa líquido} / \rho_{\text{liq}}} \right)$$

$$r_S = -\frac{\rho_{\text{liq}}}{PM_E} \frac{dE}{dt} = \frac{\rho_{\text{liq}}}{PM_E} r_M$$

Así, volviendo al cociente entre $k_{dir,S}$, y k_a :

$$\frac{\rho_{\text{liq}}}{PM_E} = \frac{k_{dir,S}}{k_a} \frac{P^2 \rho_{\text{liq}}^3}{PM_E R^2 T^2} \Rightarrow k_{dir,S} = k_a \frac{R^2 T^2}{\rho_{\text{liq}}^2 P^2}$$

A partir de este resultado, puede llegarse a la expresión de Arrhenius para la dependencia de $k_{dir,S}$ con la temperatura. Muttzall informa una ecuación para la constante cinética k_1 , definida como:

$$k_1 = \frac{k_a \lambda^2}{\pi} = 1.8 \times 10^3 e^{-\frac{9400}{T}} \frac{1}{h \text{ atm}^2}$$

con $\lambda = 2.04 e^{-\frac{2600}{T}}$. Considerando una carga de catalizador de 5 % en peso, $k_a(T)$ queda:

$$k_a = 2163 e^{-\frac{6800}{T}}$$

Con la equivalencia obtenida previamente, $k_{dir,S}(T)$ resulta:

$$k_{dir,S} = 1338210,7 e^{-\frac{6800}{T}}$$

Resta considerar lo que sucede con la reacción inversa. En ese caso, se tienen:

$$r_M = k_b A^2 \quad ; \quad r_S = k_{ind,S} C_A^2 = k_{ind,S} \frac{\rho_{liq}^2}{PM_A^2} A^2$$

$$\frac{r_S}{r_M} = \frac{k_{ind,S}}{k_b} \frac{\rho_{liq}^2}{PM_A^2}$$

Para la relación entre r_S y r_M , teniendo en cuenta la estequiometría de la reacción de hidrogenación, se tienen:

$$r_M = \frac{dA}{dt} \quad ; \quad r_S = \frac{1}{2} \frac{dC_A}{dt}$$

$$\frac{r_S}{r_N} = \frac{1}{2} \frac{\rho_{liq}}{PM_A} = \frac{k_{ind,S}}{k_b} \frac{\rho_{liq}^2}{PM_A^2} \Rightarrow k_{ind,S} = k_b \frac{PM_A}{2 \rho_{liq}}$$

Incluyendo la dependencia de k_b con T:

$$k_{ind,S} = \frac{1}{2} \pi 7,7 \times 10^9 \frac{PM_A}{\rho_{líq}} e^{-\frac{13900}{T}}$$

Se ve que la constante cinética depende del peso molecular del alcohol graso en cuestión. En el trabajo de Muttzall se reporta que los resultados corresponden al caso en el que no se tienen limitaciones físicas (problemas de transporte o efectos estéricos); así, la velocidad de reacción no debería presentar variaciones con el peso molecular de los distintos alcoholes (esta idea se respalda por el hecho de que cada molécula de alcohol tiene un único grupo -OH). Para evitar discrepancias, dado que se tienen muchas reacciones con distintos alcoholes como productos, lo que se hace es tomar PM_A como el peso molecular promedio para los alcoholes provenientes del sebo vacuno. Esto está de acuerdo con el desarrollo de Muttzall, que en ningún momento se enfoca en un único alcohol, sino que hace referencia a la hidrogenación de la mezcla de ésteres de sebo.

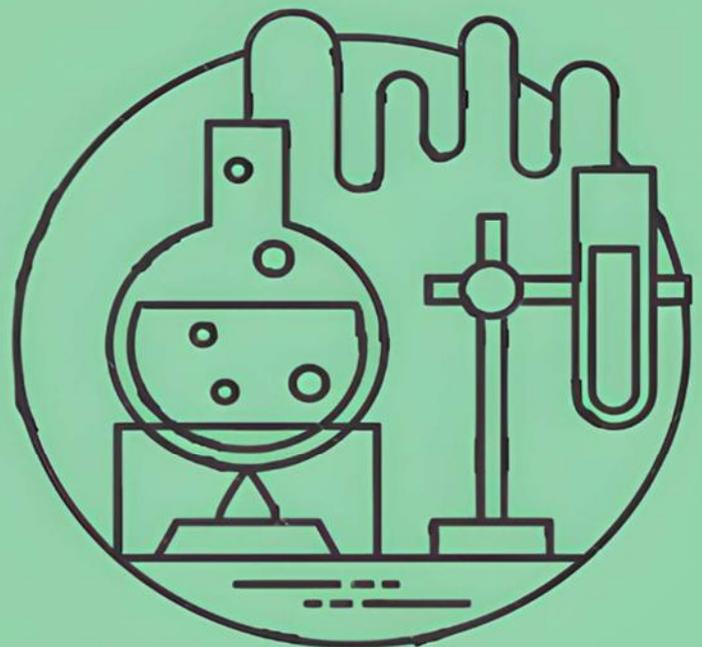
$$PM_A = 253$$

Como resultado, se llega a la siguiente expresión de Arrhenius para $k_{ind,S}$:

$$k_{ind,S} = \frac{1}{2} \pi 7,7 \times 10^9 \frac{PM_A}{\rho_{líq}} e^{-\frac{13900}{T}}$$

CAPÍTULO 4

Sistema de purificación



Capítulo 4

4.1.- Resumen ejecutivo

Previo a la primera columna de destilación, como se observa en el diagrama tecnológico de la figura 4.1, se tiene un separador caliente y un separador frío previo a la primera torre de destilación.

El separador caliente opera a una temperatura de 150°C y una presión de 500 kPa, obteniendo, por fondo, 4386 kg/h de una mezcla compuesta principalmente por los alcoholes grasos que ingresarán al sistema de destilación en serie, obteniendo una fracción másica de hexadecanol de 0.2698, y una fracción másica de octadecanol de 0.6837. Por el tope, se obtienen 1096 kg/h, compuestos principalmente de hidrógeno (fracción másica de 0.6215).

El separador frío, por otra parte, operará a una temperatura de 60 °C y una presión de 500 kPa. Se obtienen, por el tope, 937.1 kg/h, con una fracción másica de hidrógeno de 0.73 y, por el fondo, 158.6 kg/h de una corriente con una fracción másica de agua de 0.80.

Se diseñaron 3 torres de destilación a partir del Simulador Unisim Design R460.1, en las cuales se obtuvieron:

- Primer torre:
 - Corriente de tope: 23.78 kg/h de una mezcla de composición másica de 0.56 de tetradecanol, 0.44 de hexadecanol. La temperatura del destilado es de 105.5°C.
El condensador no es total, se obtienen 9.343 kg/h de una corriente 0.122 kg/h de hidrógeno no condensable.
 - Corriente de fondo: 1914 kg/h de una mezcla con una fracción másica de octadecanol de 0.70, 0.27 de hexadecanol y apenas 0.03 de ésteres. La temperatura del residuo es de 242.1°C.
 - Calor liberado a los alrededores del condensador: 4.831 E 5 kJ/h
 - Calor suministrado en el reboiler: 9.799 E 5 kJ/h

- Segunda torre:
 - Corriente de tope: 522 kg/h. Fracción másica de octadecanol: 0.02. Fracción másica de hexadecanol: 0.98. Temperatura de la corriente de tope: 227.6°C
 - Corriente de fondo: 1419 kg/h. Fracción másica de octadecanol: 0.94. Fracción másica de hexadecanol: 0.007. Fracción másica de ésteres: 0.053. Temperatura de la corriente de fondo: 250.4°C
 - Calor liberado a los alrededores del condensador: 1.942 E 6 kJ/h
 - Calor suministrado en el reboiler: 1.953 E 6 kJ/h

- Tercera torre:
 - Corriente de tope: 1326 kg/h de una mezcla de composición másica de 0.98 de octadecanol. Temperatura de la corriente de tope: 250.1°C
 - Corriente de fondo: 98 kg/h de una mezcla con una fracción másica de octadecanol de 0.43. Temperatura de la corriente de fondo: 258.1°C
 - Calor liberado a los alrededores del condensador: 1.111 E 6 kJ/h
 - Calor suministrado en el reboiler: 1.112 E 6 kJ/h

Las tres torres de destilación se han operado a una presión de 10 kPa. No se han considerado las pérdidas de carga de las mismas para este diseño preliminar.

4.1.1.- Dimensiones de las torres de destilación

- La primera torre de destilación, en la que se obtiene principalmente tetradecanol junto con hidrógeno no condensable por el tope, y prácticamente todo el alcohol cetílico y estearílico por el fondo, consta de una altura total de relleno de 2 metros y un diámetro de 0.95 metros.
- La segunda torre de destilación, en la cual se obtuvo una pureza suficiente de alcohol cetílico (98%) consta de una altura de relleno de 2.171 metros, y un diámetro de 1.4 metros.
- La tercera torre de destilación, en la cual se logra obtener la pureza deseada de alcohol estearílico, presenta una altura de relleno de 1 metro, con un diámetro de columna de 0.97 metros.

Se ha utilizado el relleno Rombopak 9M para las tres torres de destilación. Se hizo uso de gráficas provistas por el fabricante, relacionadas a la altura equivalente de plato teórico (HEPT) en función de un parámetro F (entre 0.5 y $3 Pa^{0.5}$), obteniéndose $HEPT = 0.167$ m.

Se diseñó el sistema de eyectores necesario para la generación de vacío en las columnas de destilación, determinando el suministro necesario de vapor en cada uno de los tres eyectores, teniendo en cuenta que el gas a succionar no es aire, sino una mezcla de agua, hidrógeno y vapores de alcohol miristílico, cetílico y estearílico. Se obtuvieron entonces los caudales de vapor motriz necesario para cada uno de los eyectores, a 100 psig y 178.7°C:

- Caudal de vapor motriz necesario para el primer eyector: 121.9 kg/h
- Caudal de vapor motriz necesario para el segundo eyector: 458.9 kg/h
- Caudal de vapor motriz necesario para el tercer eyector: 51.38 kg/h

En el presente capítulo se hace referencia a todos aquellos equipos que permiten la obtención de los alcoholes estearílico y cetílico con una pureza del 98%, luego de su producción en el reactor descrito en el Capítulo 3. Para cada equipo se indican las condiciones de operación y las propiedades de las corrientes correspondientes. Con el objetivo de facilitar la lectura, las distintas operaciones aparecen siguiendo el orden del diagrama tecnológico.

presión de operación tiene un impacto positivo en los costos de los tanques, las tuberías y demás elementos (se requiere un menor espesor de las paredes, por ejemplo).

Una vez definida la presión de trabajo en los separadores, la variable que queda libre para la optimización es la temperatura de cada uno de ellos. Se propuso variar las temperaturas de los separadores para lograr una menor pérdida de alcoholes grasos por el fondo del separador frío en relación al caudal de agua que se logra separar. En la figura 4.3 se muestra el porcentaje de agua recuperado (calculado como la relación entre el caudal de agua por el fondo y el caudal de entrada al separador frío multiplicada por 100) en función de la temperatura del separador caliente, con la temperatura del separador frío como parámetro. En las figuras 4.4 y 4.5 se muestran los porcentajes de pérdida del hexadecanol y el octadecanol, respectivamente, calculados como el caudal de alcohol por el fondo del separador frío dividido el caudal de entrada al separador caliente (se analiza el efecto de ambos separadores en conjunto).

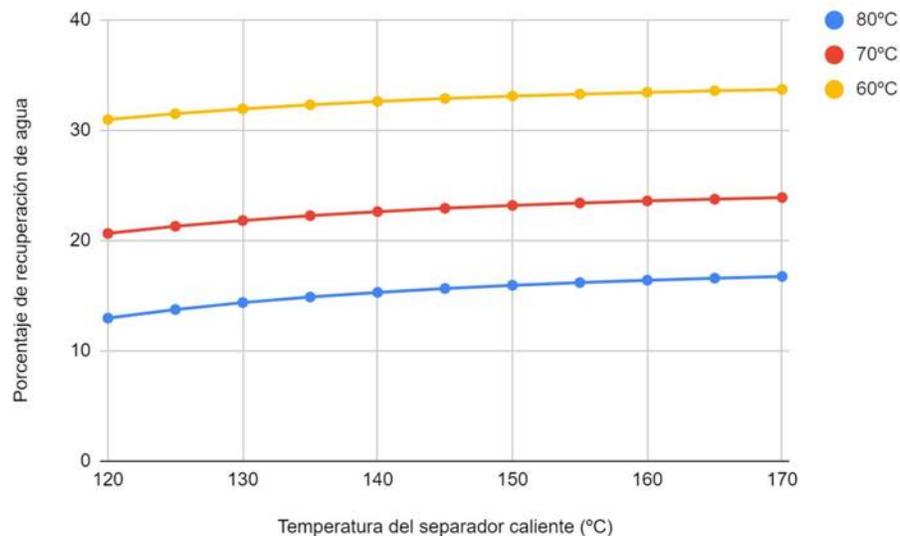


Figura 4.3: Porcentaje de recuperación de agua en función de la temperatura del separador caliente, con la temperatura del separador frío como parámetro

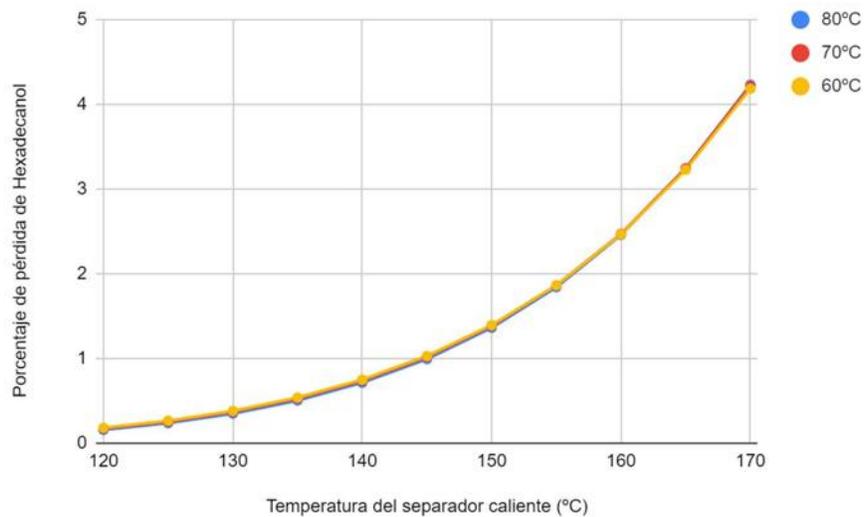


Figura 4.4: Porcentaje de pérdida de hexadecanol en función de la temperatura del separador caliente, con la temperatura del separador frío como parámetro

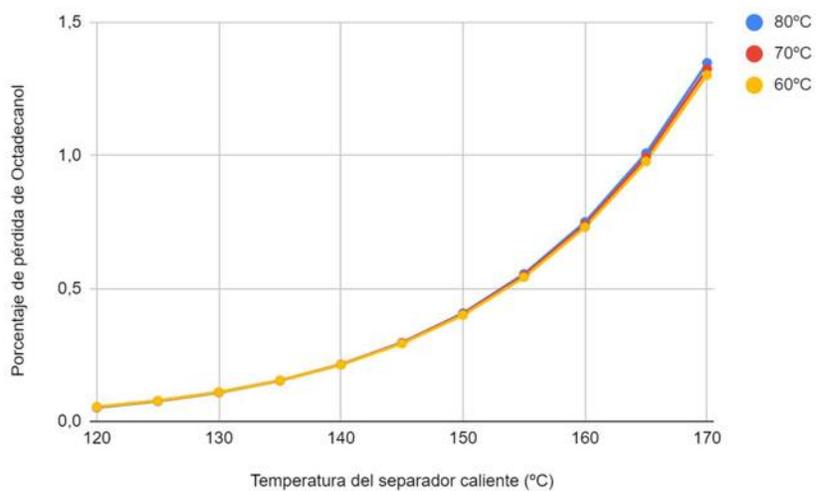


Figura 4.5: Porcentaje de pérdida de octadecanol en función de la temperatura del separador caliente, con la temperatura del separador frío como parámetro

Como se ve en las figuras 4.4 y 4.5 la cantidad de alcoholes que se pierde no varía apreciablemente con la temperatura del separador frío, con lo que dicha temperatura se fijó mirando el porcentaje de agua recuperado. El mismo puede observarse en la

figura 4.3 concluyendo que se debe operar el separador frío a 60°C ya que aumenta notablemente el caudal de agua recuperado.

Para determinar la temperatura a la cual opera el separador caliente, se observaron nuevamente las figuras 4.3, 4.4 y 4.5. En la primera de ellas se observa que para el agua recuperada es indistinta la temperatura del separador caliente cuando el separador frío se encuentra a 60°C ya que dicha curva se asimila mucho a una horizontal. Es por esto que para definir la temperatura del separador caliente se adoptó como criterio no tener una gran pérdida de alcoholes grasos. Es evidente que la operación a 120°C sería la mejor en cuanto al criterio enunciado, dado que se minimizan las pérdidas de hexadecanol y octadecanol.

Por un lado, las curvas para los alcoholes tienen la menor pendiente en intervalos de temperatura más bajos: se ve que una gran disminución en la temperatura (que conlleva un mayor gasto energético asociado a la necesidad de enfriamiento) no implicaría en principio una mejora sustancial en la operación. Por otro lado, a mayores valores de temperatura, el porcentaje de pérdida de alcoholes aumenta más notoriamente (mayor pendiente). Teniendo en cuenta ambas observaciones, se concluye que lo más conveniente es operar a una temperatura intermedia, por ejemplo 150°C. Adicionalmente, se ve que separar a 150°C asegura cierta estabilidad en la operación del tanque ante pequeñas perturbaciones en la temperatura (por la pendiente de la curva que resulta ser relativamente pequeña). Se determina entonces operar el separador caliente a 150°C.

A continuación se indican las condiciones de operación de cada separador, así como los caudales y composiciones de las corrientes que entran y salen de los mismos.

- **Tanque de separación flash 1 (Separador Caliente):** operado a una temperatura de 150 °C y una presión de 500 kPa. Este primer tanque tiene el objetivo de realizar una primera separación del agua y el hidrógeno contenido en la corriente de salida del reactor (es por esto que antes del separador se

reduce la presión desde 30000 a 500 kPa). En la tabla 4.1 se listan las características de las corrientes involucradas:

Tabla 4.1. Resumen de las corrientes y composiciones del separador caliente

| Corriente | 9 (mezcla) | 15 (fondo) | 16 (tope) |
|---------------------------------|------------|------------|-----------|
| Caudal másico (kg/h) | 5482 | 4386 | 1096 |
| Fracción másica | | | |
| Hidrógeno | 0.124 | 6.2E-4 | 0.6215 |
| Agua | 0.073 | 0.005 | 0.349 |
| Tetradecanol | 0.006 | 0.007 | 0.001 |
| Hexadecanol | 0.219 | 0.270 | 0.015 |
| Octadecanol | 0.549 | 0.684 | 0.011 |
| Ésteres | 0.0284 | 0.035 | 0.002 |
| Ácidos grasos | 1.49E-5 | 1.8 E-5 | 0 |

El simulador cuenta con una herramienta para realizar una estimación rápida de las dimensiones del tanque flash, considerándolo como un cilindro vertical:

- Altura: 3.35 m
- Diámetro: 0.61 m
- Volumen: 0.98 m³

- **Tanque de separación flash 2 (Separador Frío):** luego de la reducción de temperatura de esta corriente por medio de un intercambiador de calor, la mezcla (corriente de tope del separador caliente) se separa a 60 °C y 500 kPa de presión. El objetivo de este segundo tanque es separar el hidrógeno del agua, para poder recircular el gas al reactor y satisfacer el exceso de H₂

necesario. En la tabla 4.2 se listan las características de las corrientes involucradas:

Tabla 4.2. Resumen de las corrientes y composiciones del separador frío

| Corriente | 17 (mezcla) | 19 (fondo) | 20 (tope) |
|-----------------------------|-------------|------------|-----------|
| Caudal másico (kg/h) | 1096 | 158,6 | 937,1 |
| Fracciones másicas | | | |
| Hidrógeno | 0.621 | 1.3E-4 | 0.727 |
| Agua | 0.349 | 0.80 | 0.273 |
| Tetradecanol | 0.001 | 0.008 | 4 E-6 |
| Hexadecanol | 0.015 | 0.104 | 2 E-6 |
| Octadecanol | 0.011 | 0.075 | 4 E-6 |
| Ésteres | 0.002 | 0.014 | 2 E -6 |
| Ácidos grasos | 0 | 0 | 0 |

El simulador provee las siguientes dimensiones para un separador cilíndrico vertical:

- Altura: 2.52 m
- Diámetro: 0.46 m
- Volumen: 0.41 m³

Bajo las condiciones de operación actuales del separador frío, 16.48 kg/h de hexadecanol y 11.8 kg/h de octadecanol están abandonando el mismo por el fondo, frente a los 126.75 kg/h de agua que logran separarse. Como se observa en el diagrama de la planta, no se simuló un uso para este caudal de fondo. Podría pensarse en emplear dicha corriente, relativamente fría, para enfriar alguna corriente

caliente del proceso (el análisis de esta temática se realiza en el Capítulo 5); sin embargo, se vio que no era capaz de generar un enfriamiento importante (dadas las elevadas temperaturas y caudales con los que se trabaja). Alternativamente, una posibilidad es la de separar el agua de los alcoholes grasos por medio de un separador flash a temperatura alta, para luego recircular los alcoholes al reactor. No se podría recircular la corriente completa ya que la presencia excesiva de agua desplazaría la esterificación hacia los reactivos, además de reducir el tiempo de residencia en el reactor. De recuperarse el agua separada de los alcoholes, se podría incluir dicho caudal en el circuito de la torre de enfriamiento (diseñada en el Capítulo 5), para cubrir parte de las pérdidas por evaporación.

Una parte de la corriente de fondo del separador flash 1 es recirculada hacia el reactor mientras que la porción restante pasa por una válvula para reducir su presión e ir a la etapa de purificación.

Como se mencionó con anterioridad, la presión de operación de las columnas de destilación es de 10 kPa. Para bajar la presión hasta dicho valor se utilizó una válvula que reduce 490 kPa.

En la tabla 4.3 se reúnen las dimensiones de los dos separadores flash.

Tabla 4.3. Dimensiones estimadas de los dos separadores

| Separador nro. | 1 | 2 |
|---------------------------|------|------|
| Altura (m) | 3.35 | 2.52 |
| Diámetro (m) | 0.61 | 0.46 |
| Volumen (m ³) | 0.98 | 0.41 |

4.2.2.- Separador centrífugo

Antes de la válvula reductora de presión previo al sistema de purificación, se debe instalar un separador centrífugo que permita obtener una corriente de líquido clarificado (a destilar), y otra que contenga las partículas de catalizador. Esta última es la que da lugar al reciclo de alcoholes grasos, que es impulsado hacia el reactor de esterificación e hidrogenación.

Se utilizará una centrífuga de discos modelo AC-1000, provista por la empresa Flottweg. La misma presenta una capacidad hidráulica de hasta 10000 L/h. Las dimensiones de la misma se pueden apreciar en la figura 4.6.

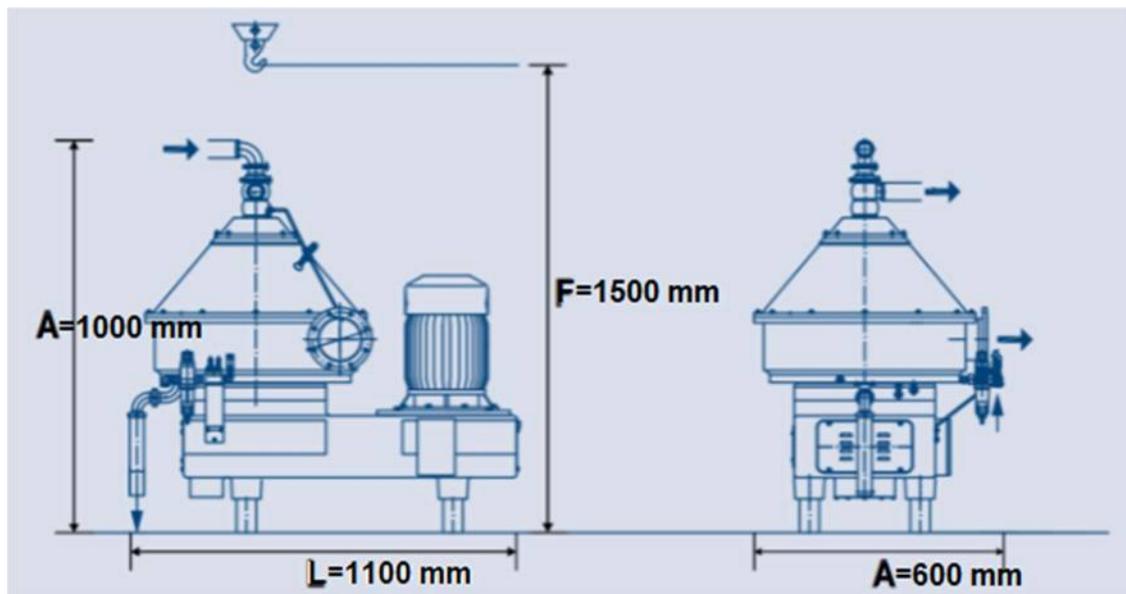


Figura 4.6: Dimensiones del separador centrífugo

Este tipo de separadores centrífugos es utilizado en numerosos procesos tecnológicos para separación mecánica y clarificación de mezclas de sólidos con líquidos. El diseño de las mismas es tal que trabajan a velocidades mucho más altas comparadas con otras centrífugas, como por ejemplo los decantadores.

Entre sus aplicaciones se destacan:

- Industria cervecera y de bebidas
- Industria del almidón
- Industria química y biotecnológica
- Extracción y procesamiento de grasas y aceites

Este tipo de centrifugas es también particularmente apta para descargar partículas muy finas y separar eficientemente suspensiones líquidas.

Tal como se menciona en el anexo del Capítulo 3, se considera una carga de catalizador del 5% en peso en el reactor. Esto significa que el caudal másico de sólidos debe representar el 5% del caudal total a la entrada del reactor (sólido + hidrógeno + ácidos grasos alimentados + reciclo de alcoholes grasos + reciclo de ésteres grasos). Si se asigna a la corriente de sólidos la magnitud “ $F_{\text{sólidos}}$ ”, se puede plantear la ecuación:

$$0.05 \times (F_{\text{sólidos}} + F_{H_2} + F_{\text{ácidos}} + F_{\text{alcohole}} + F_{\text{ésteres}}) = F_{\text{sólidos}}$$

$$F_{\text{sólidos}} = \frac{0.05}{0.95} (F_{H_2} + F_{\text{ácidos}} + F_{\text{alcoholes}} + F_{\text{ésteres}}) = \frac{0.05}{0.95} 5482 \text{ kg/h} = 289 \text{ kg/h}$$

Los caudales másicos de entrada y salida del separador centrífugo son los que se indican en la Tabla 4.4, considerando que la separación de las partículas es ideal.

Tabla 4.4. Resumen de las corrientes y composiciones del separador previo al sistema de destilación

| Corriente | Entrada (15) | Salida clarificada (24) | Salida con sólidos (25) |
|--|-----------------|----------------------------|----------------------------|
| Caudal másico (contempla el sólido) (kg/h) | 4675 | 1974 | 2701 |

| | | | |
|--|-----|---|-----|
| Contenido de sólidos (catalizador) (kg/h) | 289 | 0 | 289 |
|--|-----|---|-----|

A la salida con sólidos, se le retira el catalizador gastado, se lo renueva y se recircula dicha corriente al reactor.

4.3.- Purificación de alcoholes grasos

En la industria es común realizar la purificación de un producto para poder alcanzar con ella un requisito mínimo de pureza, lo cual otorgue un valor agregado al bien producido. Es por esto que se considera relevante mencionar y realizar la purificación de los alcoholes grasos, a través de un proceso de destilación. Como en el caso bajo estudio los productos a separar son orgánicos, las temperaturas de operación deben ser lo suficientemente bajas como para evitar su degradación. La forma de lograr temperaturas de rocío y burbuja moderadas es trabajando a presión reducida. En la patente europea número 1 586 549 se recomienda trabajar con temperaturas entre 100 y 250°C y presiones entre 0.1 y 30 kPa. La presión seleccionada para la operación es de 10 kPa.

A la hora de trabajar con presiones reducidas, es conveniente utilizar torres empacadas, más precisamente conteniendo un relleno ordenado; esto es así ya que el mismo genera una caída de presión baja en comparación con rellenos al azar o platos (en el presente capítulo no se considera la pérdida de carga como un parámetro de diseño, aunque debería tenerse presente al avanzar en el diseño de los equipos).

Para lograr los productos deseados (alcohol cetílico o hexadecanol y alcohol estearílico u octadecanol, ambos con una pureza mínima del 98%) se propone llevar a cabo una separación a través de un sistema de tres torres de destilación en serie, tal como se había esquematizado y mencionado en el Capítulo 2. La secuencia de dicha operación puede resumirse en los siguientes puntos:

- La corriente de alcoholes a purificar se introduce en una primera torre de destilación, que cuenta con un condensador parcial para lograr el venteo de la mayor parte del hidrógeno acarreado, así como la eliminación de gran parte del agua contenida. El objetivo principal de esta torre es separar el tetradecanol por la corriente de destilado. Esto es necesario ya que su presencia torna imposible alcanzar la pureza deseada del 98% para el alcohol cetílico, tal como se comprobó mediante la simulación de una separación perfecta entre el hexadecanol y el octadecanol, donde se pretende obtener al tetradecanol como impureza del alcohol cetílico. El problema se encontraba en que las cantidades que había de cada uno no cumplían con el requisito del 98% por más que se logre separar todo el contenido de alcohol cetílico.
- La corriente de fondo de la primera torre es alimentada a la segunda torre, donde se obtiene un destilado con fracción másica de hexadecanol igual a 0.98, y una corriente de fondo que contiene principalmente octadecanol, pero que también posee ésteres de cera y ácidos grasos que reducen su pureza, por lo que esta última corriente es alimentada a una tercera torre de destilación para obtener una pureza del 98%.
- La corriente de fondo de la segunda torre es entonces ingresada a la última torre de la serie. En esta columna se obtiene un destilado con fracción másica de octadecanol igual a 0.98 y una corriente de fondo compuesta por los ésteres de cera y ácidos grasos no reaccionados.

En la figura 4.7 se muestra un esquema del proceso de purificación de los alcoholes grasos.

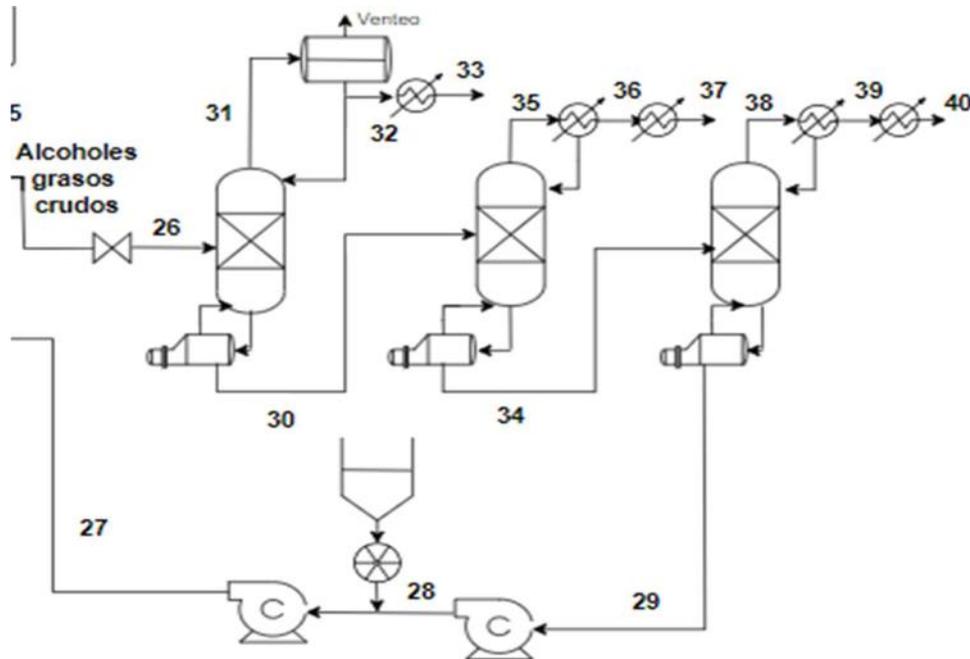


Figura 4.7: Esquema del sistema de purificación de alcoholes grasos

Como en toda simulación de una destilación multicomponente, es necesario hacer un prediseño a través de un método corto para obtener valores semilla que permitan iniciar el cálculo riguroso de la torre. Es necesario definir un componente como el “clave liviano” y otro como el “clave pesado”, y asignarles fracciones molares en la corriente de fondo y de tope, respectivamente. Ésto se realizó asignando porcentajes de recuperación para los distintos componentes a separar: por ejemplo, en el caso de la primera torre se definió un porcentaje de recuperación de tetradecanol del 98% por el tope, y del 98% para el alcohol cetílico por el fondo. En la segunda torre, los porcentajes fueron asignados para el cetílico por el tope y para el estearílico por el fondo. Finalmente, en la última torre se consideró como clave liviano al alcohol estearílico, y como clave pesado al éster resultante de la reacción entre el ácido mirístico y el alcohol mirístico (el éster de cadena más corta).

Con los valores de número de platos, plato de alimentación y reflujo mínimo se puede ingresar al método riguroso, cuyo módulo permite fijar condiciones que la torre debe cumplir. En la tabla 4.5 se muestra el número de platos ideales, el plato de alimentación, el reflujo externo y las condiciones impuestas para cada una de las tres torres.

Tabla 4.5. Platos ideales, plato de alimentación, reflujo externo y condiciones impuestas a cada torre

| Torre | Número de etapas ideales | Plato de alimentación | Reflujo externo (R) | Condiciones impuestas |
|-------|--------------------------|-----------------------|---------------------|--|
| 1 | 12 | 6 | 6 | <ul style="list-style-type: none"> • R = 6 • % obtenido del tetradecanol por el destilado = 95 • % recuperado del hexadecanol por el fondo = 98 |
| 2 | 13 | 7 | 5 | <ul style="list-style-type: none"> • % recuperado del hexadecanol por el tope = 98 • fracción másica del hexadecanol en el destilado = 0.98 |
| 3 | 6 | 5 | 1.7 | <ul style="list-style-type: none"> • % recuperado del octadecanol por el destilado= 97 • fracción másica de octadecanol en el destilado=0.98 |

Para la determinación de los parámetros de la tabla se llevó a cabo un procedimiento de tanteo, con el objetivo de reducir lo máximo posible el número de platos y el reflujo externo. A la hora de decidir si una torre es satisfactoria o no, también se tuvo en cuenta los perfiles de composición de los compuestos de interés a lo largo de la columna. El criterio que se adoptó con ese fin consistía en lograr que los perfiles no tuvieran grandes zonas horizontales: una región constante en un perfil refleja una cierta cantidad de platos que no está cumpliendo ninguna función, consecuencia de una transferencia de masa pobre. Para la torre 1, se tienen los perfiles de flujo másico para el hexadecanol y el tetradecanol que aparecen en las figuras 4.8 y 4.9 respectivamente; se optó por gráficos de flujo másico ya que en la primera torre lo

que se quiere es recuperar la mayor cantidad posible de tetradecanol por el tope, no así con el hexadecanol.

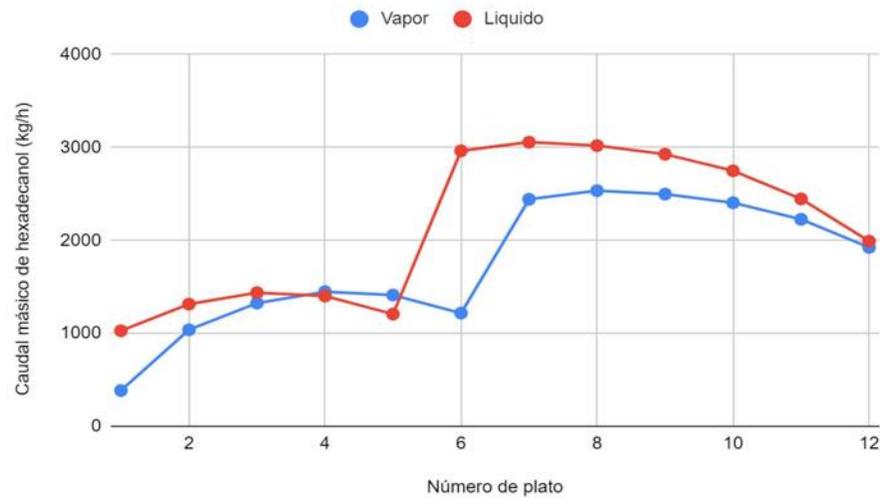


Figura 4.8: caudal de hexadecanol en ambas fases a lo largo de la primera torre

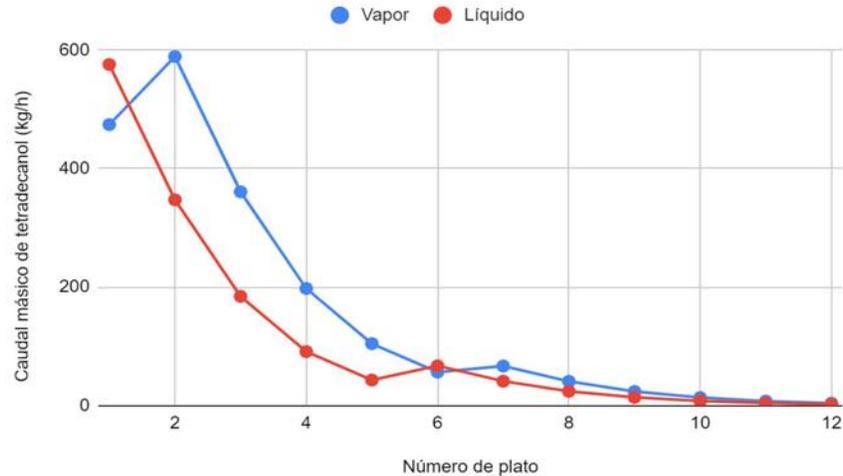


Figura 4.9: caudal de tetradecanol en ambas fases a lo largo de la primera torre

Se observa que las curvas no llegan a aplanarse de forma apreciable, lo que garantiza que no hay zonas de transferencia de masa pobre y por lo tanto, el número de platos seleccionado es adecuado.

Se sigue el mismo razonamiento con las dos torres restantes. Para la columna 2, se tienen los siguientes perfiles de fracción másica de hexadecanol y para la columna 3 la fracción másica de octadecanol. Se opta por realizar los gráficos con fracción másica ya que se quiere asegurar una pureza del 98% para cada uno en cada torre:

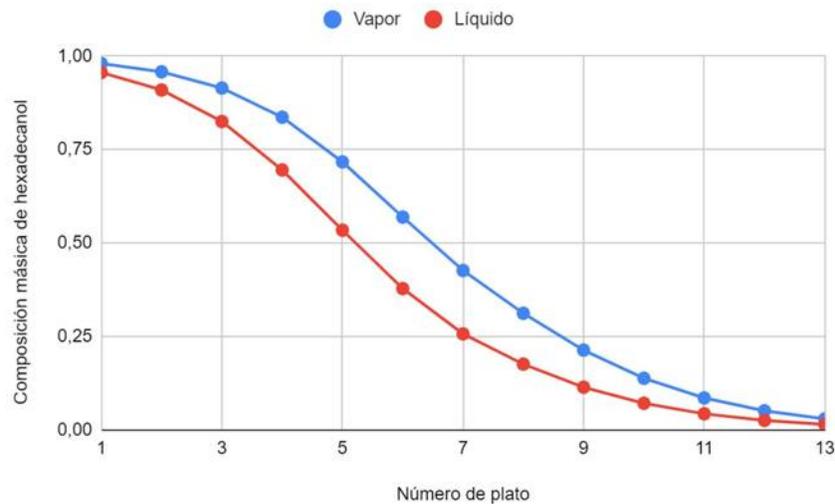


Figura 4.10: perfiles de fracción másica de hexadecanol en ambas fases en la segunda torre

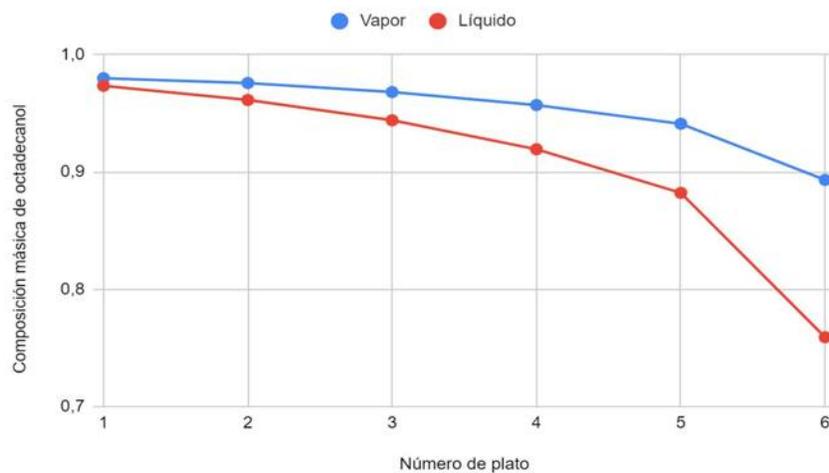


Figura 4.11: perfiles de fracción másica de octadecanol en ambas fases en la tercera torre

Nuevamente, se observa que las curvas no llegan a aplanarse de forma apreciable, lo que garantiza que no hay platos que están siendo inutilizados.

En la tabla 4.6 se indican los caudales correspondientes a cada torre, junto con sus composiciones, temperatura y presión.

Tabla 4.6. Caudales, composiciones, temperatura y presión de operación de cada una de las torres

| Torre | Corriente | Caudal (kg/h) | Fracción másica | Temperatura (°C) | Presión (kPa) |
|-------|-----------|---------------|--|------------------|---------------|
| 1 | Venteo | 9.348 | <ul style="list-style-type: none"> ● agua: 0.936 ● hidrógeno: 0.013 ● tetradecanol: 0.043 ● hexadecanol: 8.6 E-3 ● octadecanol: 1.1 E-5 | 105.5 | 10 |
| | Destilado | 23.78 | <ul style="list-style-type: none"> ● tetradecanol: 0.55 ● hexadecanol: 0.44 ● agua: 5.6E-3 ● octadecanol: 1.8 E-3 ● ésteres: 5.9 E-5 | 105.5 | 10 |
| | Residuo | 1941 | <ul style="list-style-type: none"> ● octadecanol: 0.695 ● hexadecanol: 0.27 ● ésteres: 0.035 ● tetradecanol: 1.48 E-4 | 242.1 | 10 |
| 2 | Destilado | 522 | <ul style="list-style-type: none"> ● hexadecanol: 0.98 ● octadecanol: 0.019 ● tetradecanol: 5.5 E-4 ● ésteres: 5.4 E-5 | 227.6 | 10 |
| | Residuo | 1419 | <ul style="list-style-type: none"> ● octadecanol: 0.94 ● ésteres: 0.049 ● hexadecanol: 7.3 E-3 ● ácidos: 3.6 E-5 | 250.4 | 10 |
| 3 | Destilado | 1326 | <ul style="list-style-type: none"> ● octadecanol: 0.98 ● hexadecanol: 7.8 E-3 ● ésteres: 0.012 ● ácidos: 1.1 E-5 | 250.1 | 10 |
| | Residuo | 93.08 | <ul style="list-style-type: none"> ● octadecanol: 0.43 ● hexadecanol: 2.26 E-4 ● ésteres: 0.57 ● ácidos: 3.88 E-4 | 258.1 | 10 |

En la tabla 4.7 se muestran los flujos de calor involucrados en los condensadores y reboilers de cada torre.

Tabla 4.7. Flujos de calor en cada condensador y reboiler

| Torre | Calor extraído en el condensador (kJ/h) | Calor suministrado en el reboiler (kJ/h) |
|-------|---|--|
| 1 | 4.832 E 5 | 9.804 E 5 |
| 2 | 1.943 E 6 | 1.955 E 6 |
| 3 | 1.113 E 6 | 1.114 E 6 |

A continuación, se explica cómo se llega a las dimensiones de cada una de las torres. Para ilustrar, se hace foco en la primera de ellas, operando de forma análoga para las dos restantes. La altura y el diámetro de la torre no pueden obtenerse directamente del simulador, dado que el mismo requiere que se indique un número de platos teóricos para la resolución de la columna. El pasaje del número de platos teóricos a la altura de relleno necesaria se puede hacer empleando el concepto de Altura Equivalente de Plato Teórico (HETP), la cual es la altura de relleno que proporciona una separación equivalente a la de una etapa ideal. Esta metodología consiste en multiplicar el número de etapas teóricas por la HETP, pero presenta una desventaja importante, según lo indicado por Treybal:

“... Desafortunadamente, se encuentra que la HETP varía, no sólo con el tipo y el tamaño del empaque, sino que también varía -y demasiado- con los flujos de cada fluido; además, en cada sistema varía con la concentración. En consecuencia, se debe acumular una gran cantidad de datos experimentales para poder utilizar este método.”

No pudieron hallarse datos experimentales correspondientes al sistema en cuestión, lo cual imposibilita determinar una HETP con la exactitud requerida para un diseño

riguroso. Sin embargo, en los catálogos de empaques figuran valores que pueden usarse como estimativos para hacer un diseño preliminar.

Para la operación analizada, se concluye que un relleno ordenado conveniente es el modelo Rombopak 9M, de la compañía Sulzer. Según se indica en el catálogo, la familia de empaques Rombopak tiene como aplicación típica el procesamiento de alcoholes, ésteres, ácidos grasos y derivados.

En el catálogo de Sulzer aparecen gráficos donde se vincula el valor de HETP en ordenadas con el denominado “factor F” en abcisas. Este último viene definido por la siguiente expresión:

$$F = u \times \rho_G^{0.5} [=] Pa^{0.5}$$

donde u es la velocidad superficial del gas (Caudal / Área transversal, se considera a la torre vacía) en m/s y ρ_G es la densidad de dicha corriente en kg/m³. En la Figura 4.12 corresponde observar las curvas azules, que hacen referencia al relleno Rombopak 9M. El parámetro es la presión de operación, que es de 10 kPa ó 100 mbar; en consecuencia, se leen los valores sobre la curva de 67 mbar por su proximidad (en comparación a la de 960 mbar).

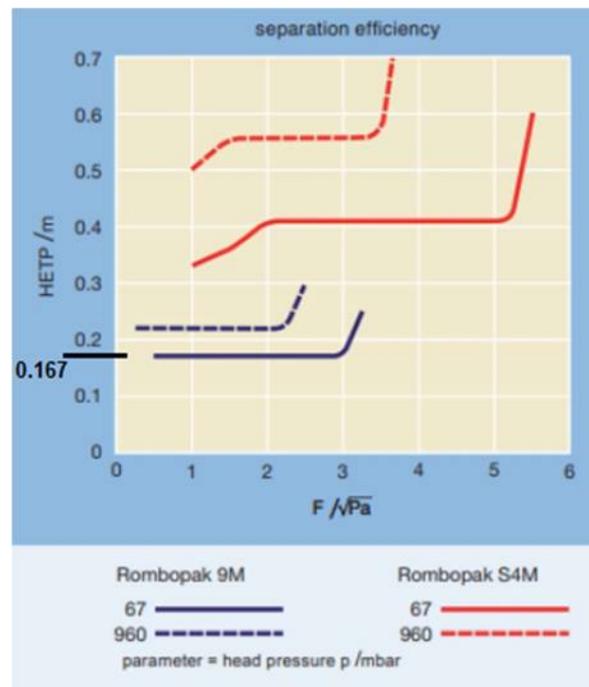


Figura 4.12: curvas de HEPT en función del parámetro F , para dos rellenos diferentes

Se observa que se tiene una HETP constante e igual a 0.167 m para un gran rango de valores de F (entre 0.5 y 3 Pa^{0.5}). A partir de este número, surge la altura requerida de empaque ordenado:

$$\mathbf{Altura} = \mathbf{Z} = N_p \times HETP = 12 \text{ etapas} \times 0.167 \frac{m}{\text{etapa}} = 2 \text{ metros}$$

A continuación, partiendo del gráfico de HETP vs. F es posible determinar el diámetro requerido para la torre. Para obtener el menor área transversal (A) posible sería necesario considerar el mayor número: $F = 3 \text{ Pa}^{0.5}$; sin embargo, se toma la decisión conservadora de operar con $F = 1.75 \text{ Pa}^{0.5}$. Esto es porque, tal como se observa en la curva, no se cuentan con datos para $F < 0.5 \text{ Pa}^{0.5}$, y la HETP aumenta abruptamente para $F > 3 \text{ Pa}^{0.5}$. Tomando $F = 1.75 \text{ Pa}^{0.5}$ se puede garantizar la estabilidad del proceso.

El simulador provee valores para el flujo másico del vapor (W) y su densidad en cada una de las etapas teóricas de la torre, por lo que la definición de F se reescribe de la siguiente manera:

$$F = u \times \rho_G^{0.5} = \frac{W}{\rho_G \times A} \times \rho_G^{0.5} = \frac{W}{\sqrt{\rho_G} \times A} = \frac{W}{\sqrt{\rho_G}} \times \frac{1}{A}$$

A partir de los valores numéricos informados por el simulador es posible determinar el parámetro $\frac{W}{\sqrt{\rho_G}}$ para cada plato teórico (esto se hace para poder comparar, ya que “ A ” será igual en todos los casos). Los resultados se exhiben en la tabla 4.8.

Tabla 4.8. Valores numéricos de la constante para cada uno de los platos en la torre 1

| | | | | |
|--|----------|-----------|-----------|-----------|
| Plato nro. | 1 | 2 | 3 | 4 |
| $W/\rho^{0.5}$ ($\text{Pa}^{0.5} \text{m}^2$) | 0.353 | 0.627 | 0.653 | 0.655 |
| Plato nro. | 5 | 6 | 7 | 8 |
| $W/\rho^{0.5}$ ($\text{Pa}^{0.5} \text{m}^2$) | 0.647 | 0.628 | 1.196 | 1.241 |
| Plato nro. | 9 | 10 | 11 | 12 |
| $W/\rho^{0.5}$ ($\text{Pa}^{0.5} \text{m}^2$) | 1.239 | 1.232 | 1.219 | 1.198 |

Se encuentra que el mayor valor del parámetro $\frac{W}{\sqrt{\rho_G}}$ es $1.241 \text{ Pa}^{0.5} \text{m}^2$, correspondiente al plato 8. Al emplearlo para hallar “ A ”, surge el valor máximo para el área transversal de la torre; esto significa que las velocidades superficiales resultantes serían las mínimas posibles (para $F = 1.75 \text{ Pa}^{0.5}$). De la definición de F se despeja:

$$A = \frac{1.241 Pa^{0.5} m^2}{1.75 Pa^{0.5}} = 0.709 m^2$$

es decir:

$$Diámetro = 0.95 m = 95 cm$$

El procedimiento para las dos torres restantes es completamente análogo (considerando que las mismas tienen 13 y 6 platos teóricos, respectivamente). En la tabla 4.9 se listan las dimensiones de las tres torres.

Tabla 4.9. Dimensiones de cada una de las torres de destilación

| Torre nro. | Altura de relleno (m) | Diámetro (m) |
|------------|-----------------------|--------------|
| 1 | 2 | 0.95 |
| 2 | 2.171 | 1.4 |
| 3 | 1 | 0.97 |

4.4.- Generación de vacío

Para lograr el vacío deseado en las columnas de destilación, se opta por un sistema de eyectores como se muestra en la Figura 4.13, dadas las ventajas enumeradas por Walas:

- No tiene partes móviles
- Es silencioso
- Es simple y de fácil instalación
- Es moderadamente económico para operar
- Puede adaptarse al manejo de vapores corrosivos

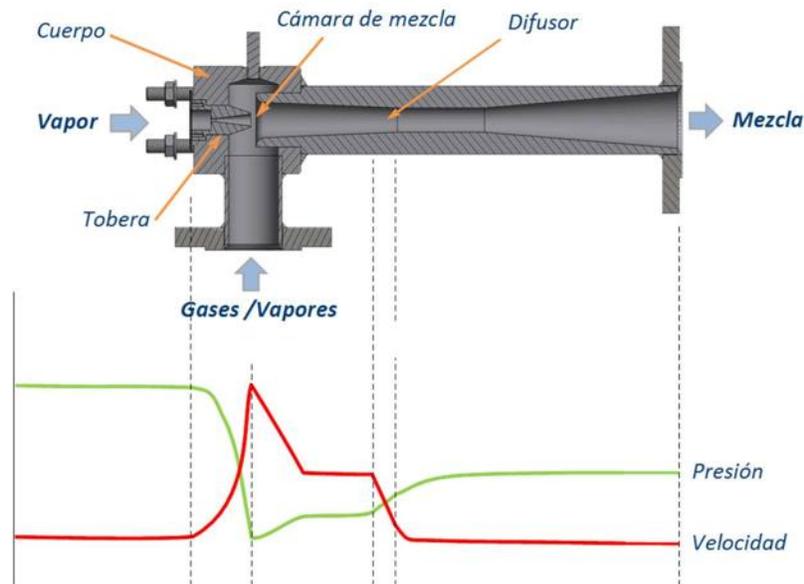


Figura 4.13: Corte transversal a un eyector y perfiles longitudinales de presión y velocidad

En los eyectores se aprovecha la cantidad de movimiento de una corriente de fluido a alta velocidad (típicamente vapor de agua) para transferírsela a una segunda corriente, que proviene del recipiente que se desea evacuar. El vapor motriz se introduce al eyector por medio de una boquilla que representa una constricción, por lo que su velocidad aumenta (se convierte la energía de presión en energía de velocidad). Esto genera el arrastre del gas a succionar, el cual se mezcla con el vapor motriz en la región de la cámara de mezcla. Luego, el flujo a través del difusor en forma de tubo de Venturi convierte la energía de velocidad en energía de presión, comprimiendo la mezcla gaseosa a la salida del eyector.

El procedimiento seguido para el diseño y las ecuaciones empleadas son los indicados por Walas. A continuación se explica la secuencia para la primera de las tres torres; para las últimas dos se procede de forma análoga.

Se comienza por especificar la cantidad de etapas que va a conformar el sistema de eyectores; para ello se recurre a la siguiente tabla:

Tabla 4.10. Rangos de presión de operación, en función del número de etapas

| Presión de operación (mmHg) | Número de etapas |
|-----------------------------|------------------|
| 60 - 750 | 1 |
| 10 - 100 | 2 |
| 2 - 15 | 3 |
| 0.025 - 2.5 | 4 |
| 0.004 - 0.05 | 5 |

Dado que la presión de operación en las torres de destilación es 10 kPa, equivalente a 75 mmHg, se observa que se requieren dos etapas. Como el vapor de las torres contiene compuestos condensables (agua y alcoholes grasos), también se proyecta la inclusión de un condensador interetapa, para reducir el consumo de vapor motriz en el segundo eyector.

Con este resultado, se puede ingresar a la gráfica de la figura 4.14 con la presión de succión en ordenadas, para obtener el consumo de vapor motriz expresado como (libras de vapor motriz)/(libras de carga de aire). Corresponde la lectura sobre la curva rotulada como "2C", haciendo referencia a las dos etapas y el condensador.

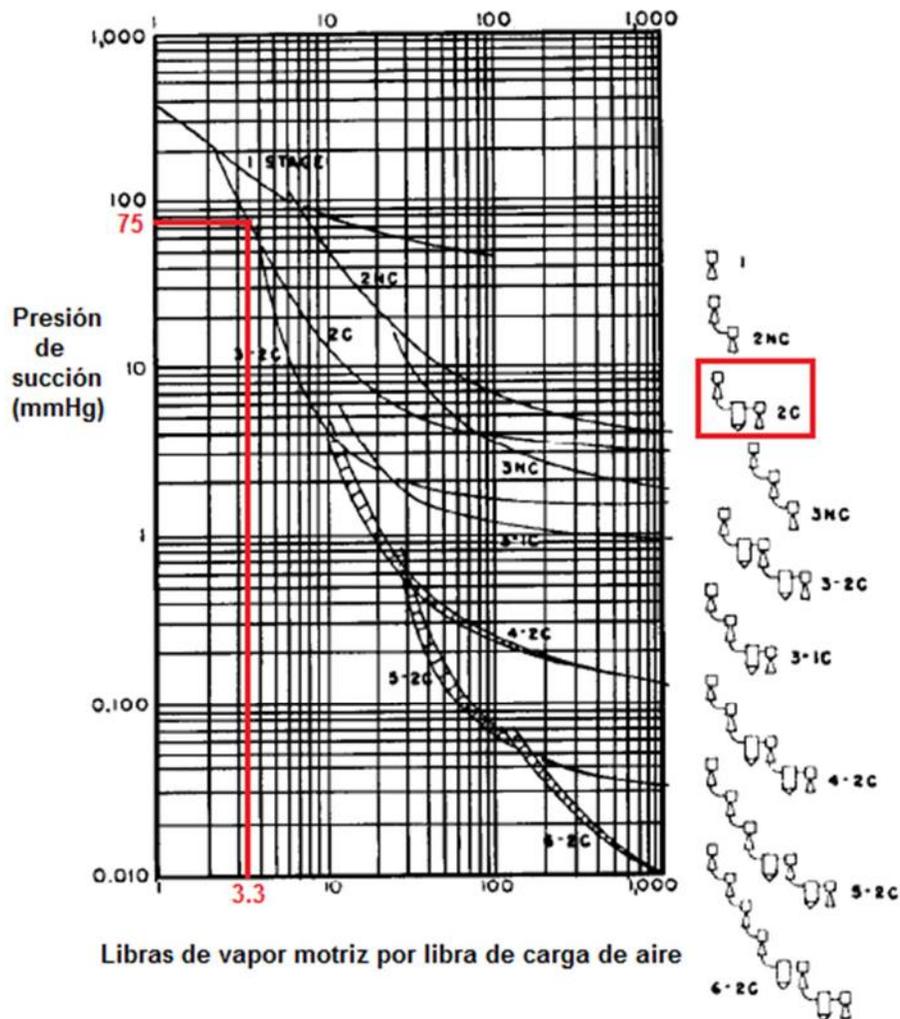


Figura 4.14: presión de succión en función de las libras de vapor motriz por libra de carga de aire, con el número de condensadores como parámetro

Es importante aclarar que las curvas corresponden a un suministro de vapor a 100 psig (790.8 kPa) con un sobrecalentamiento de $15^{\circ}\text{F} = 8.3^{\circ}\text{C}$ (a una temperatura de 178.7°C) y agua de enfriamiento a 85°F (29.4°C), y al uso de condensadores de contacto.

Una vez obtenido el valor adimensional de abscisas (en este caso 3.3), se puede llegar al consumo de vapor del sistema de eyectores multiplicando por el flujo de aire que debe succionar el primer eyector. En el sistema bajo estudio el gas a succionar no es aire, sino que es una mezcla de agua, hidrógeno y vapores de alcohol miristílico,

cefélico y estearílico; se debe hallar entonces el flujo de aire que equivale al gas que está presente en la torre.

Para ello, se emplea la siguiente expresión:

$$m = k V^{3/2} f_M f_A$$

donde:

- “m” es el caudal de aire equivalente, en lb/hr
- “k” es un coeficiente que depende de la presión de operación
- “V” es el volumen de la torre, en ft³
- “f_M” es un factor de corrección para gases diferentes al aire, que involucra el peso molar (M) según la ecuación:

$$f_M = 0.375 \ln\left(\frac{M}{2}\right)$$

- “f_A” es un factor de corrección para temperaturas diferentes a 70°F, que viene dado por:

$$f_A = 1 - 0.00024(T - 70) \quad \text{con T en } ^\circ\text{F}$$

El coeficiente k se obtiene de la tabla 4.11:

Tabla 4.11. Valores del coeficiente k en función de la presión de operación

| Presión (Torr) | mayor a 90 | 20 - 90 | 3 - 20 | 1 - 3 | menor a 1 |
|-------------------|------------|---------|--------|--------|-----------|
| k | 0.194 | 0.146 | 0.0825 | 0.0508 | 0.0254 |

donde se observa que k = 0.146 para una presión de 75 Torr.

El volumen de la torre se obtiene de las dimensiones reportadas previamente:

$$V = A \times L = 0.709 \text{ m}^2 \times 2 \text{ m} = 1.418 \text{ m}^3 \equiv 50 \text{ ft}^3$$

Considerado que la toma de succión del sistema de vacío se conecta al tope de la torre, el factor f_M se determina a partir la corriente gaseosa que abandona la etapa ideal número 1, que tiene un peso molar promedio $M = 189.16 \text{ g/mol}$:

$$f_M = 0.375 \ln\left(\frac{M}{2}\right) = 0.375 \ln\left(\frac{189.16}{2}\right) = 1.706$$

El factor f_A se calcula considerando la temperatura de la corriente succionada, igual a $211.1 \text{ }^\circ\text{C}$ ó $411.98 \text{ }^\circ\text{F}$:

$$f_A = 1 - 0.00024 \times (T - 70) = 1 - 0.00024 \times (411.98 - 70) = 0.9179$$

Reemplazando en la ecuación para “m”, se obtiene:

$$\begin{aligned} m &= k V^{3/2} f_M f_A = 0.146 \times 50^{3/2} \times 1.706 \times 0.9179 = \\ &= 80.55 \text{ lb/h de aire equivalente} \end{aligned}$$

de forma que se puede llegar al caudal de vapor necesario (a 100 psig) como:

$$W_{\text{vapor}} = 3.3 \times m = 3.3 \times 80.55 \text{ lb/h} = 265.8 \text{ lb/h} \equiv 121.9 \text{ kg/h de vapor}$$

Para las dos torres restantes se procede de la misma manera, teniendo en cuenta que ante la ausencia de hidrógeno no se emplean condensadores interetapa (la curva correspondiente en la Figura 4.14 es la rotulada como “2NC”), obteniéndose los resultados que se reúnen en la Tabla 4.12:

Tabla 4.12. Caudal de vapor motriz necesario en cada uno de los eyectores

| Sistema de eyectores | Caudal de vapor motriz (a 100 psig y 178.7°C), kg/h |
|----------------------|---|
| 1 | 121.9 |
| 2 | 458.9 |
| 3 | 51.38 |

Es importante no perder de vista que para generar el vacío deseado hay que retirar vapor del tope de las torres. Como se vio, en las torres 2 y 3 el vapor que sale por cabeza es principalmente hexadecanol y octadecanol, respectivamente. Si no se tuviera en cuenta la acción de los eyectores, se estaría presentando un valor de producción mayor al que se tendría en la realidad. A pesar de que no se incluyeron en la simulación, es necesaria la instalación de sistemas de condensación de las mezclas de vapor motriz y succión de las torres, para poder recuperar los alcoholes grasos y recircularlos para su purificación.

4.5.- Bibliografía

- R. E. Treybal, “Operaciones de Transferencia de Masa”. Segunda Edición. Ed McGraw Hill
- Patente europea número 1 586 549
- S. M. Wallas, “Chemical Process Equipment: Selection and Design”, Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering.
- Catálogo de rellenos ordenados, disponible en el link:
https://www.sulzer.com/-/media/files/products/separation-technology/liquid_liquid_extraction/brochures/structured_packings.ashx
- Catálogo de separadores centrífugos, disponible en el link:
https://www.flottweg.com/fileadmin/user_upload/data/pdf-downloads/Separator-ES.pdf
- Catálogo de válvulas reductoras de presión, disponible en el link:
<https://www.valfonta.com/valvulas-reductoras-de-presion/>
- Gervajio, Gregorio C. “Fatty Acids and Derivates from Coconut Oil”. Bailey’s Industrial Oil and Fat Products, Sixth Edition, Six Volume Set. 2005
- R. H. Perry, D. W. Green, “Perry’s Chemical Engineers’ Handbook”. Séptima Edición. Ed Mc Graw Hill. 1999
- A. S. Foust, L. A. Wenzel, C. W. Clump, L. Maus, L. B. Andersen, “Principios de Operaciones Unitarias”. Segunda Edición. Ed CECSA. 2006

4.6.- Anexo

A continuación se muestran los datos correspondientes al cálculo del diámetro de las torres de destilación 2 y 3:

4.6.1.- TORRE 2:

| | | | | |
|---|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Plato nro. | 1 | 2 | 3 | 4 |
| $W/\rho^{0.5}$ ($\text{Pa}^{0.5}$ m^2) | 2.689 | 2.667 | 2.623 | 2.554 |
| Plato nro. | 5 | 6 | 7 | 8 |
| $W/\rho^{0.5}$ ($\text{Pa}^{0.5}$ m^2) | 2.465 | 2.377 | 2.312 | 2.270 |
| Plato nro. | 9 | 10 | 11 | 12 |
| $W/\rho^{0.5}$ ($\text{Pa}^{0.5}$ m^2) | 2.242 | 2.226 | 2.217 | 2.213 |
| Plato nro. | 13 | | | |
| $W/\rho^{0.5}$ ($\text{Pa}^{0.5}$ m^2) | 2.213 | | | |

El valor más grande es 2.689; con él se obtiene un área transversal de:

$$A = \frac{2.689 \text{ Pa}^{0.5} \text{ m}^2}{1.75 \text{ Pa}^{0.5}} = 1.54 \text{ m}^2 \quad \text{Diámetro} = 1.4 \text{ m}$$

4.6.2.- TORRE 3:

| | | | | |
|---|----------|----------|----------|----------|
| Plato nro. | 1 | 2 | 3 | 4 |
| W/ρ^{0.5} (Pa^{0.5} m²) | 1.258 | 1.261 | 1.266 | 1.271 |
| Plato nro. | 5 | 6 | | |
| W/ρ^{0.5} (Pa^{0.5} m²) | 1.279 | 1.302 | | |

El valor más grande es 1.302; con él se obtiene un área transversal de:

$$A = \frac{1.302 \text{ Pa}^{0.5} \text{ m}^2}{1.75 \text{ Pa}^{0.5}} = 0.74 \text{ m}^2 \quad \text{Diámetro} = 0.97 \text{ m} = 97 \text{ cm}$$

CAPÍTULO 5

Integración energética
y equipos auxiliares



Capítulo 5

5.1.- Resumen ejecutivo

En primer lugar, se determinó la red de intercambiadores de calor necesaria para la planta, mediante el método PINCH. A partir del mismo, se determinó que el rango de temperaturas en el cual se da el máximo acercamiento entre las curvas compuestas caliente y fría está entre 539.6 K y 549.6 K (punto pinch). Se obtuvieron 3 corrientes frías (a ser calentadas) y 5 corrientes calientes (a ser enfriadas), y un total de 11 intercambiadores de calor necesarios en el proceso, logrando integrar energéticamente sólo 3 de ellos, siendo el calor total de 207.2 kW (calor total intercambiable entre corrientes del proceso), frente a 126.2 kW de calor a entregar para calentar mediante corrientes auxiliares, y un total de 1112 kW a remover mediante corrientes auxiliares. Se listan a continuación las áreas requeridas de cada uno de los intercambiadores de calor:

Tabla 5.1: Áreas de transferencia requeridas para cada uno de los equipos de intercambio de calor

| Intercambiador N° | Área requerida (m ²) |
|-------------------|----------------------------------|
| 1 | 36.8 |
| 2 | 29.29 |
| 3 | 8.376 |
| 4 | 10.14 |
| 5 | 25.6 |
| 6 | 495 |
| 7 | 4.6 |
| 8 | 0.075 |
| 9 | 3.05 |
| 10 | 20.5 |
| 11 | 9.2 |

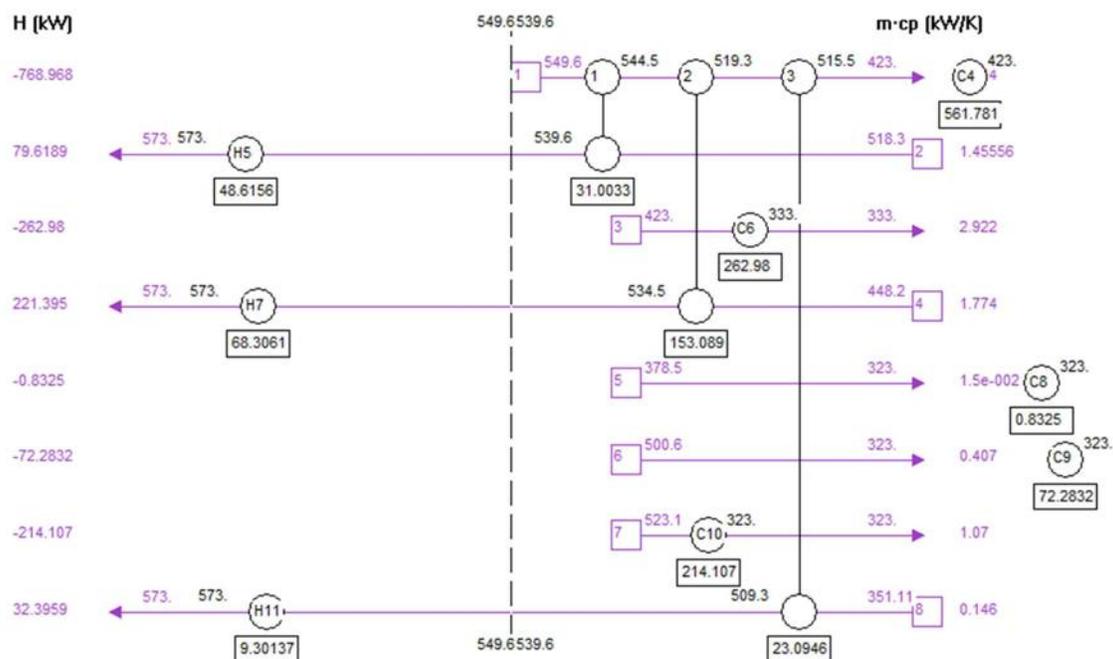


Figura 5.1: Red de intercambio de calor

Además de estos 11 intercambiadores de calor, se determinaron las áreas necesarias para los condensadores y reboilers de las tres torres de destilación.

Tabla 5.2: Áreas de transferencia de los intercambiadores de las columnas de destilación

| Intercambiador | Área requerida (m ²) |
|---------------------|----------------------------------|
| Condensador Torre 1 | 3.3 |
| Reboiler Torre 1 | 22.4 |
| Condensador Torre 2 | 7.8 |
| Reboiler Torre 2 | 50.7 |
| Condensador Torre 3 | 4 |
| Reboiler Torre 3 | 31 |

Para aquellas corrientes que es necesario llevar a una temperatura de 300 K, se optó por la utilización de calderas de fluido térmico, dada la imposibilidad de trabajar con calderas convencionales de vapor debido a la presión muy alta que se requeriría si se quisiera trabajar con vapor saturado (o bien, un excesivo grado de sobrecalentamiento si se usara vapor a presiones moderadas o bajas). El fluido seleccionado es el DURATHERM 630 provisto por la empresa Duratherm Fluids. Se determinó un caudal total necesario de 6670 kg/h de fluido térmico.

Por otro lado, para aquellas corrientes que requieren ser enfriadas mediante corrientes auxiliares, se optó por la instalación de una torre de enfriamiento. El caudal total de agua de enfriamiento requerido por el proceso es de 130149 kg/h, y la torre de enfriamiento seleccionada es de tiro inducido a contracorriente, con un ventilador de tipo axial cuyo diámetro es de 2360 mm. La potencia consumida por el ventilador es de 5.5 kW y el flujo de aire es de 105600 m³/h. La torre cuenta con un único ventilador, y la pérdida de carga en la misma es de 30 kPa. El diámetro de la torre es de 4.1 m y su altura de 3.53 m.

La bomba seleccionada necesaria para la alimentación de ácidos grasos deberá cumplir una altura desarrollada mayor a 3083.6 metros de columna de agua, una presión de descarga de 300 atm y una temperatura de trabajo de 250°C.

La bomba seleccionada para el reciclo de alcoholes grasos deberá suministrar una altura desarrollada mayor a 2066.26 mca, soportar una temperatura de trabajo de 175.2°C para una presión de descarga de 300 atm. Se consideró a esta bomba apta para trabajar con un fluido con sólidos en suspensión, variable a tener en cuenta en el diseño mecánico de la misma.

El compresor del reciclo de hidrógeno deberá comprimir desde 5 atm a 300 atm para el ingreso al reactor y deberá admitir un caudal volumétrico de al menos 129 m³/h

Por otra parte, se diseñó el tanque de mezclado en el cual, el catalizador fresco y el reciclo de alcoholes grasos al reactor tendrán un tiempo de residencia suficiente para permitir el mezclado adecuado. Se determinó un diámetro de 0.231 m, y una altura de líquido también de 0.231 m.

5.2.- Integración energética

Para llevar a cabo el análisis de integración energética se hará uso de una herramienta muy utilizada para el análisis de sistemas de escala industrial como el que se está diseñando actualmente. El “análisis pinch” consiste en establecer todas las corrientes a ser calentadas (frías) y a ser enfriadas (calientes) del proceso y sus condiciones y propiedades térmicas (temperaturas y capacidad calorífica). Así, conociendo la temperatura a la que se debe llevar cada corriente en la etapa de la planta en que corresponda, se puede establecer la carga térmica de cada corriente. La estrategia consiste en combinar de manera conveniente las corrientes de forma tal de aprovechar el calor que liberaría una corriente caliente, para calentar una corriente fría del proceso a la temperatura que se requiera, evitando el uso de corrientes auxiliares. Entre mejor sea la integración energética, mayor calor es aprovechado entre las corrientes, lo que implica un menor costo en corrientes auxiliares y por lo tanto, equipos potencialmente necesarios para llevar éstas corrientes auxiliares a las condiciones necesarias (como pueden ser, generar vapor de agua saturado con una caldera, o una torre de enfriamiento para suministrar agua de enfriamiento).

Un diseño “óptimo” lleva a la menor cantidad de energía necesaria proveniente de corrientes auxiliares (“utilities”), y un mejor aprovechamiento del calor suministrado por las corrientes de proceso.

Se debe, entonces, listar absolutamente todas las corrientes de proceso, sus capacidades caloríficas y temperaturas de entrada y salida, lo cual es equivalente a informar el cambio en la entalpía de cada corriente, dividiendo las mismas en corrientes frías y corrientes calientes, y estableciendo intervalos de temperatura. De esta manera, se procede a hacer un único gráfico de temperatura en función de la entalpía, con las llamadas “curvas compuestas”, una “curva compuesta fría” que representaría la evolución de las corrientes frías como si fuesen una sola, y una “curva compuesta caliente”, con el mismo significado conceptual.

Se realizan estas curvas, a partir de todas las corrientes y los intervalos de temperatura elegidos, para determinar el punto pinch, a partir de un valor de diferencia de temperatura mínimo, que en este caso se toma de 10°C . El punto pinch es único, y en éste, no debe intercambiarse calor. Quedan entonces separadas dos zonas: una por encima del punto pinch, y otra por debajo de él; en esta estrategia de integración energética, se analizan separadamente ambas zonas, para establecer los intercambios de calor posibles y por lo tanto, los equipos necesarios.

Nuevamente, el compromiso está en lograr la mayor integración posible, con una minimización de corrientes auxiliares, y, por supuesto de equipos. Se busca el menor número de intercambiadores de calor, como así también minimizar lo más posible el área de cada uno de ellos, además de tener en cuenta que la disminución del número de equipos tiene un impacto mayor en el costo que la reducción del área de los mismos.

Se realiza entonces el diagrama de cuadrícula, el cual permite ver todas las corrientes existentes e intercambiadores necesarios. En el diagrama no se muestran las corrientes que pasan por los condensadores y reevaporadores de las torres de destilación. No se incluyen como análisis en la integración energética por cuestiones operativas y de seguridad, es conveniente a estas corrientes tratarlas directamente con corrientes auxiliares, las cuales, en general, sufrirán menos fluctuaciones o modificaciones, lo que ocurre con mayor frecuencia con las corrientes de proceso.

Una vez que se conoce el número de intercambiadores necesarios, de búsqueda bibliográfica se pueden determinar los valores de coeficientes globales de transferencia de calor "U", teniendo en cuenta el tipo de fluidos involucrados en cada uno, y así, mediante la ecuación de diseño, poder determinar el área necesaria de cada intercambiador de calor.

En el Capítulo 4 se han diseñado las torres de destilación necesarias para obtener la pureza de productos deseada; los productos de tope de cada torre son llevados a una

temperatura de 50°C para permitir su posterior enfriamiento en los depósitos correspondientes.

En las Figuras 5.2 y 5.3 se muestran las dos partes del diagrama tecnológico del proceso, con el objetivo de identificar las necesidades de calentamiento y enfriamiento con mayor facilidad.

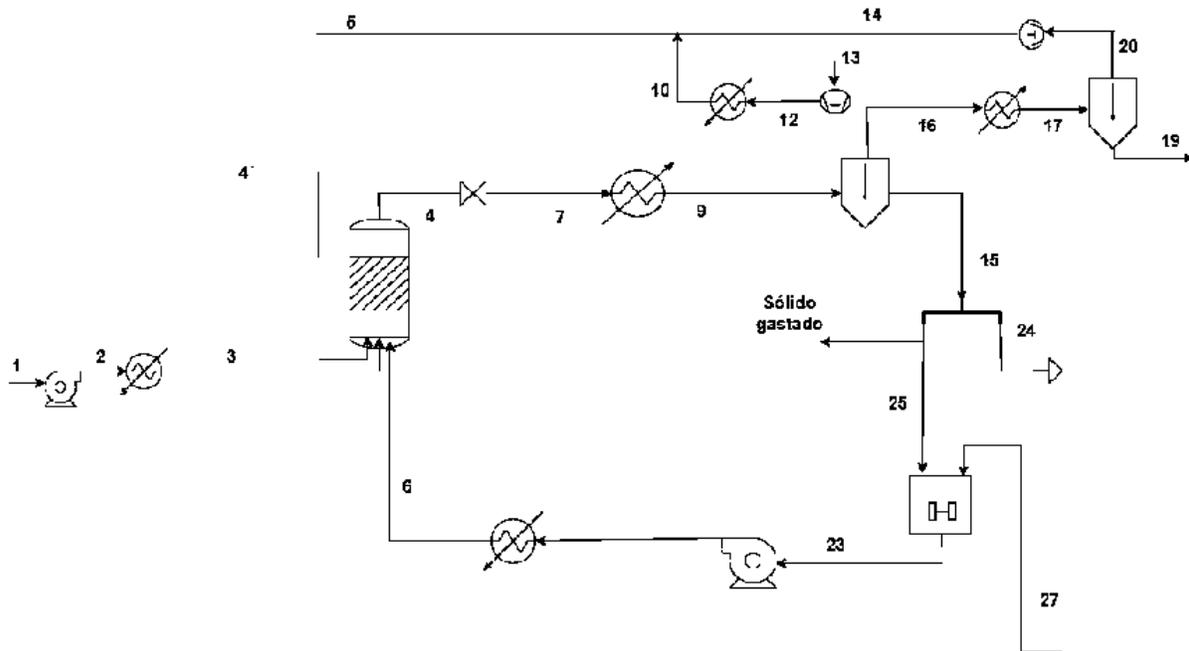


Figura 5.2: Diagrama de flujo del proceso, previo a la etapa de destilación

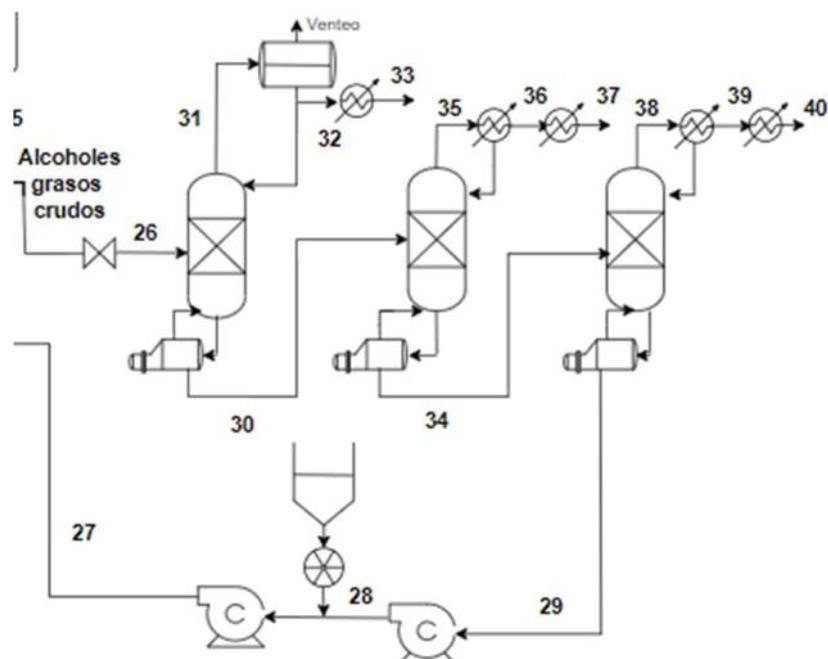


Figura 5.3: Diagrama de flujo de la destilación

En la Tabla 5.3 se listan las propiedades de todas las corrientes señaladas en las dos figuras anteriores: temperaturas de entrada y salida, calor específico por caudal másico (kW/K), y cambio de entalpía (calor). Las corrientes calientes aparecen en color rojo, y las frías en azul.

Tabla 5.3: Características de las corrientes con necesidad de intercambio de calor

| Corriente N° | Temperatura de entrada (K) | Temperatura de salida (K) | $W \cdot C_p$ (kW/K) | Cambio de entalpía (calor) (kW) |
|--------------|----------------------------|---------------------------|----------------------|---------------------------------|
| 7 | 549.6 | 423 | 6.074 | -768.97 |
| 2 | 518.3 | 573 | 1.455 | 79.62 |

| | | | | |
|----|--------|-----|--------|---------|
| 16 | 423 | 333 | 2.922 | -262.96 |
| 23 | 448.2 | 573 | 1.774 | 221.395 |
| 32 | 378.5 | 323 | 1.5E-2 | -1.23 |
| 36 | 500.6 | 323 | 0.407 | -82.55 |
| 39 | 523.1 | 323 | 1.07 | -240.86 |
| 12 | 351.11 | 573 | 0.146 | 32.31 |

La corriente N°32 corresponde a la salida de tope de la primera torre de destilación, compuesta principalmente por tetradecanol, el cual no es un producto deseado. De todas formas, se lleva a temperatura cercana a la ambiente para analizar posteriormente qué uso puede dársele. En principio, podría pensarse en vender dicha sustancia como materia prima para otras industrias. En el sitio web de Nivea, en su “Glosario de Ingredientes”, aparece la siguiente descripción del alcohol miristílico:

“El alcohol miristílico se usa en muchas fórmulas cosméticas, ya que aumenta la estabilidad de las emulsiones y la textura de fórmulas como cremas o lociones. El alcohol miristílico forma una masa blanca sólida que sirve como un componente que retiene el agua y proporciona consistencia.”

En el Parque Industrial “Unión Industrial Quilmes”, que es donde se proyecta la instalación de la planta, se encuentra emplazada la compañía Hedaly Laboratorios S.A., la cual presenta distintos tratamientos capilares y cremas corporales en su catálogo. Es por esto que existiría la posibilidad de entablar una relación comercial con dicha empresa, vendiéndole el tetradecanol generado.

Con los datos contenidos en la Tabla 5.3, el programa Hint determina los intervalos de temperatura correspondientes, dando lugar a las curvas compuestas fría y caliente, las cuales se superponen en un mismo diagrama Temperatura vs Entalpía (Figura 5.4), y allí se puede observar gráficamente el punto pinch.

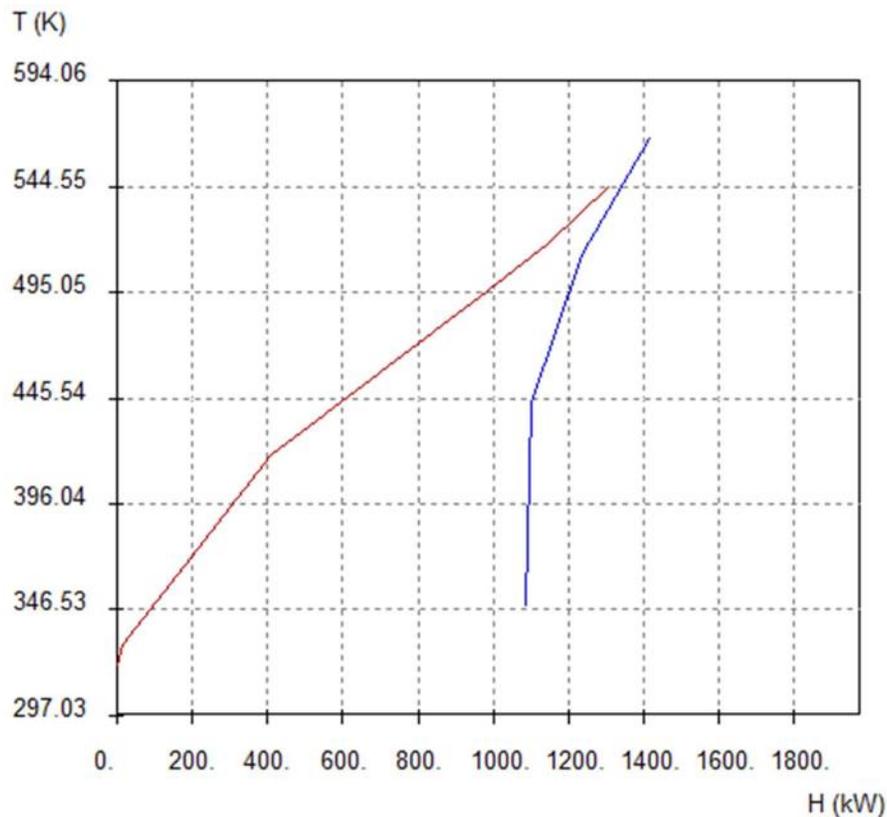


Figura 5.4: Curvas compuestas caliente (roja) y fría (azul)

El programa arrojó, para una diferencia mínima de temperaturas seleccionada igual a 10°C , el punto pinch para una temperatura de 539.6K (para las corrientes frías) y 549.6K (para las corrientes calientes).

De la gráfica obtenida se puede prever que la integración energética será pobre. Esto se sabe dado que el rango de H en el cual ambas curvas existen es bastante acotado (el intercambio de calor entre corrientes de proceso es factible únicamente en esta región). La mínima cantidad de calor a extraer viene dada por la distancia horizontal (expresada en kW) que se halla a la izquierda de la zona de solapamiento de las

curvas. Será necesario entonces remover una gran cantidad de calor mediante el uso de corrientes auxiliares, como por ejemplo, podría ser agua de enfriamiento.

En la Figura 5.5, se presenta el diagrama de cuadrícula, en base a las corrientes de proceso detalladas que dieron lugar a las curvas compuestas graficadas arriba. En la misma aparecen los equipos de intercambio de calor requeridos. Los círculos unidos por una recta vertical que conectan dos corrientes representan a los intercambiadores de calor que vinculan dos corrientes de proceso. Los círculos individuales, denotados por "H" ó "C", indican intercambiadores que operan con fluido auxiliar caliente y frío, respectivamente. Los números en violeta representan cada una de las corrientes de proceso

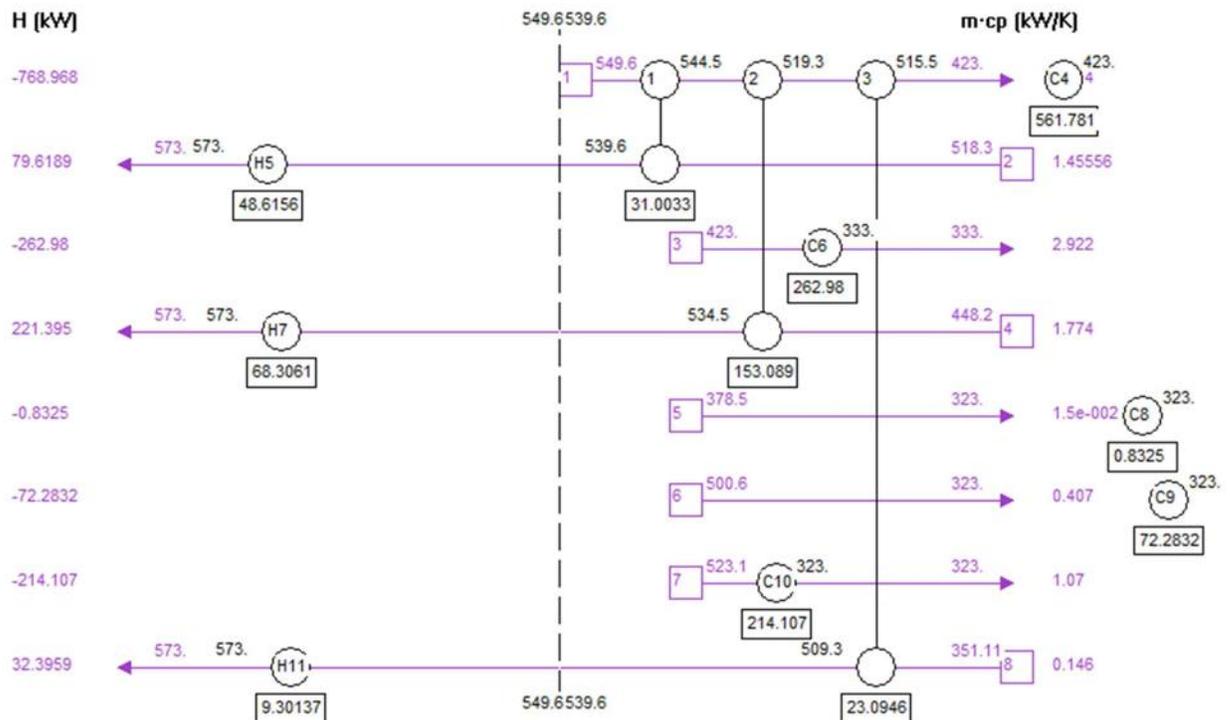


Figura 5.5: Red de intercambio de calor

Únicamente dos equipos operarán intercambiando calor entre corrientes de proceso (intercambiadores n° 1 y 2), resultando un total de 207.2 kW de calor efectivamente intercambiado entre éstas, frente a otros ocho equipos de intercambio de calor que deberán ser operados con alguna corriente de servicio, con un total de 126.2 kW de calor necesario a suministrar, y un total de 1112 kW a remover, lo cual podía preverse

a partir de las curvas compuestas obtenidas. El resultado de la planta final se muestra en la Figura 5.6.

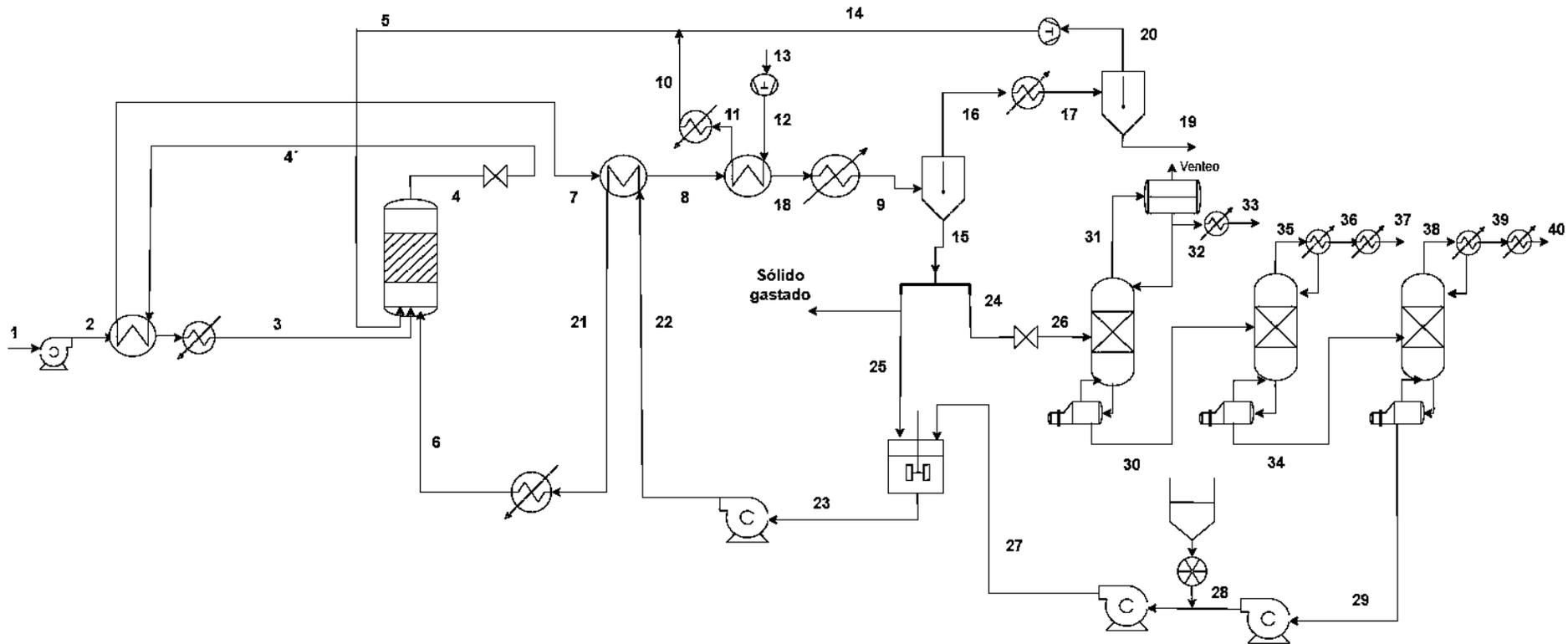


Figura 5.6: Diseño final de la planta de producción de alcoholes grasos

Resulta interesante comparar los valores informados en el párrafo anterior con los valores mínimos de número de intercambiadores, calor a extraer y calor a suministrar, todos provistos por el programa Hint. En cuanto a la mínima cantidad de intercambiadores de calor, se obtiene el gráfico de la Figura 5.7 que muestra dicha variable (“N”), en función de la mínima diferencia de temperatura fijada (“DT”).

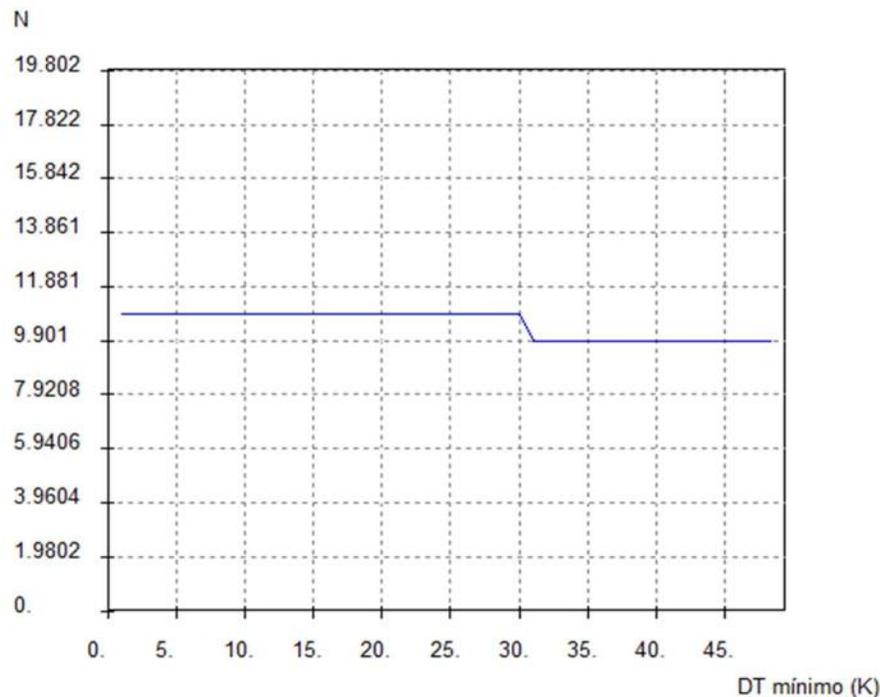


Figura 5.7: Mínimo número de intercambiadores de calor en función de la mínima diferencia de temperatura

En la figura se observa que, para $DT = 10^{\circ}C$, $N_{\text{mínimo}}$ vale 10.891 (como se trata de equipos, $N_{\text{mínimo}} = 11$). En el diagrama de grilla propuesto, se obtuvo una red de 11 intercambiadores, igual a $N_{\text{mínimo}}$.

Con respecto a las cargas térmicas a retirar y entregar al proceso por medio de corrientes auxiliares, el programa muestra el gráfico de la Figura 5.8, en el que se representa el comportamiento de ambas variables en función de DT.

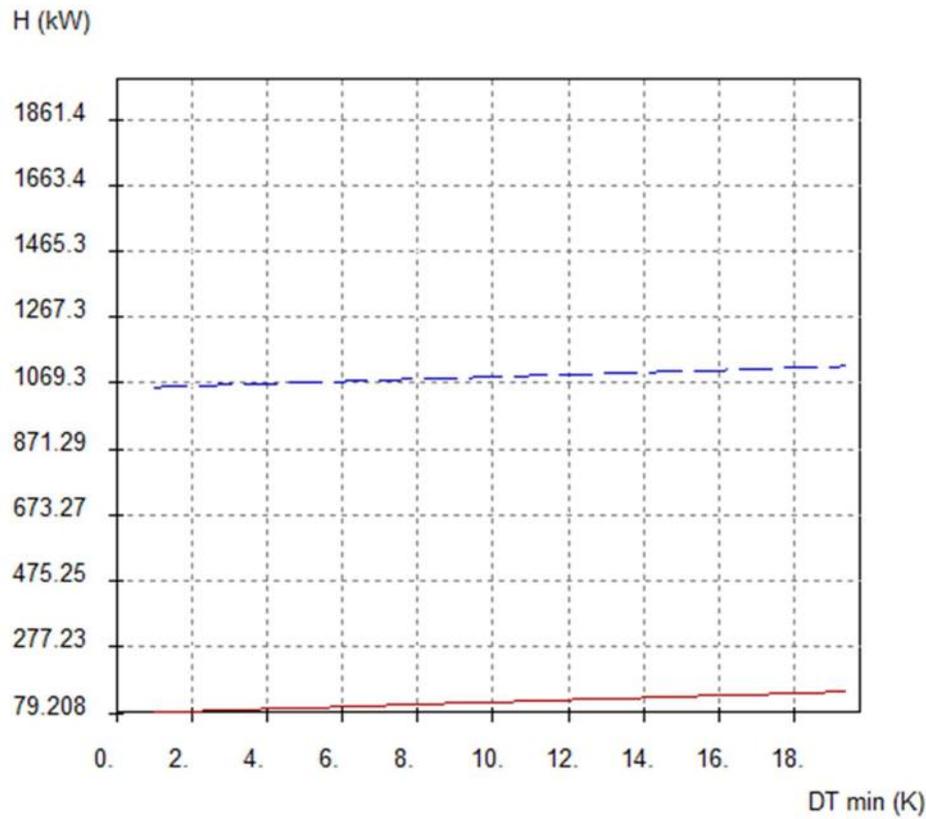


Figura 5.8: Cantidades de calor a remover (curva azul) y a suministrar (curva roja) en función de DT

Para $DT = 10\text{ C}$, como mínimo deben suministrarse 99 kW y deben retirarse 1089.1 kW . Los valores correspondientes a la red de intercambio propuesta son: suministro de 126.2 kW y sumidero de 1112 kW .

Los resultados respetan la restricción mínima en los tres casos, pero es necesario analizar la razón por la cual se produce esta diferencia, y la red propuesta se aleja de la ideal.

En el libro de Kemp, "Pinch Analysis and Process Integration", se enuncian las siguientes como las "reglas de oro" para obtener un diseño con las menores cargas térmicas posibles:

- No transferir calor a través del punto pinch
- No usar corrientes auxiliares frías por encima del pinch

- No usar corrientes auxiliares calientes por debajo del pinch

Si se observa la Figura 5.5, se ve que se desobedece a dos de las tres reglas (la primera y la última). Existen dos calentadores que transfieren calor a través del pinch: H7 y H11. Teniendo presente que la temperatura del punto pinch para las corrientes frías es de 539.6 K, se observa que la corriente 4 ingresa a H7 a 534.5 K y lo abandona a 573 K, mientras que la corriente 8 ingresa a H11 a 509.3 K y lo abandona a 573 K. Kemp menciona que, como corolario de las “reglas de oro”, una potencia α suministrada por debajo del pinch da lugar a un incremento en α del enfriamiento requerido por encima del mínimo. En este caso particular, el calentador H7 entrega 9.05 kW por debajo del pinch, y H11 suministra 4.42 kW; así, α es 13.47 kW. A su vez, ambas corrientes (4 y 8) transfieren calor a través del punto pinch, desobedeciendo así a la primera regla. La suma de estos calores vuelve a ser 13.47 kW. Esto significa que las cargas térmicas a entregar y remover van a estar 26.94 kW por encima de las cantidades mínimas.

$$\text{Calentamiento} = (99 + 26.94) \text{ kW} = 125.94 \text{ kW}$$

$$\text{Enfriamiento} = (1089.1 + 26.94) \text{ kW} = 1116.04 \text{ kW}$$

Se observa que se llega a los valores presentados previamente (teniendo en cuenta que existe un error debido a la lectura del gráfico).

Por otra parte, las corrientes de tope de cada uno de los equipos de destilación (7, 8 y 9) no pueden intercambiar calor con ninguna de las corrientes de proceso existentes, resultando su enfriamiento en un 100% mediante el uso de corrientes auxiliares.

Partiendo de la red de intercambiadores de calor presentada anteriormente, ahora se busca determinar las áreas de transferencia requeridas. Para ello, se recuerda la ecuación de diseño de estos equipos, evitando entrar en detalles constructivos (por simplicidad, se consideran operaciones con un paso por los tubos y un paso por la coraza):

$$Q = U A \Delta T_{ml}$$

donde:

- Q es el calor a intercambiar (W)
- U es el coeficiente global de transferencia de calor (W/m²K)
- A es el área de intercambio del equipo (m²)
- ΔT_{ml} es la diferencia media logarítmica de temperaturas entre las corrientes (K ó °C), definida como:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_e - t_s) - (T_s - t_e)}{\ln\left(\frac{T_e - t_s}{T_s - t_e}\right)}$$

con “T” haciendo referencia a la temperatura de la corriente caliente, “t” a la fría y los subíndices “e” y “s” simbolizando “entrada” y “salida”.

Los valores de U pueden obtenerse de tablas como la siguiente (Tabla 5.4):

Tabla 5.4: Coeficientes globales de transferencia de calor sugeridos para distintas combinaciones de fluidos

| Fluido caliente | Fluido frío | U (W/m ² ·K) |
|-------------------------------|-------------------------|-------------------------|
| Agua | Agua | 1300 – 2500 |
| Amoniaco | Agua | 1000 – 2500 |
| Gas | Agua | 10 – 250 |
| Gas | Gas | 10 - 60 |
| Gas | Orgánico liviano | 20 – 100 |
| Gas | Orgánico pesado | 20 – 60 |
| Orgánico liviano (< 0,5 cP) | Gas | 20 – 100 |
| Orgánico pesado (> 1 cP) | Gas | 20 - 60 |
| Agua | Aire comprimido | 50 – 70 |
| Agua | Aceite lubricante | 110 – 340 |
| Orgánico liviano | Agua | 370 – 750 |
| Orgánico mediano (0,5 – 1 cP) | Agua | 240 – 650 |
| Orgánico pesado | Aceite lubricante | 25 – 400 |
| Vapor | Agua | 2200 – 3500 |
| Vapor | Amoniaco | 1000 – 3400 |
| Agua | Amoniaco (condensación) | 850 – 1500 |
| Agua | Freón-13 (ebullición) | 280 – 1000 |
| Vapor | Gases | 25 – 240 |
| Vapor | Orgánicos livianos | 490 – 1000 |
| Vapor | Orgánicos medianos | 250 – 600 |
| Vapor | Orgánicos pesados | 30 – 300 |
| Orgánicos livianos | Orgánicos livianos | 200 – 350 |
| Orgánicos medianos | Orgánicos medianos | 100 – 300 |
| Orgánicos pesados | Orgánicos pesados | 50 – 200 |
| Orgánicos livianos | Orgánicos pesados | 50 – 200 |
| Orgánicos pesados | Orgánicos livianos | 150 – 300 |
| Petróleo | Gasóleo | 130 – 320 |
| Vapor (Evaporador) | Agua | 1500 – 6000 |
| Vapor (Evaporador) | Otros fluidos | 300 – 2000 |
| Evaporador de refrigeración | | 300 – 1000 |
| Vapor (Condensador) | Agua | 1000 – 4000 |
| Vapor (Condensador) | Otros fluidos | 300 – 1000 |

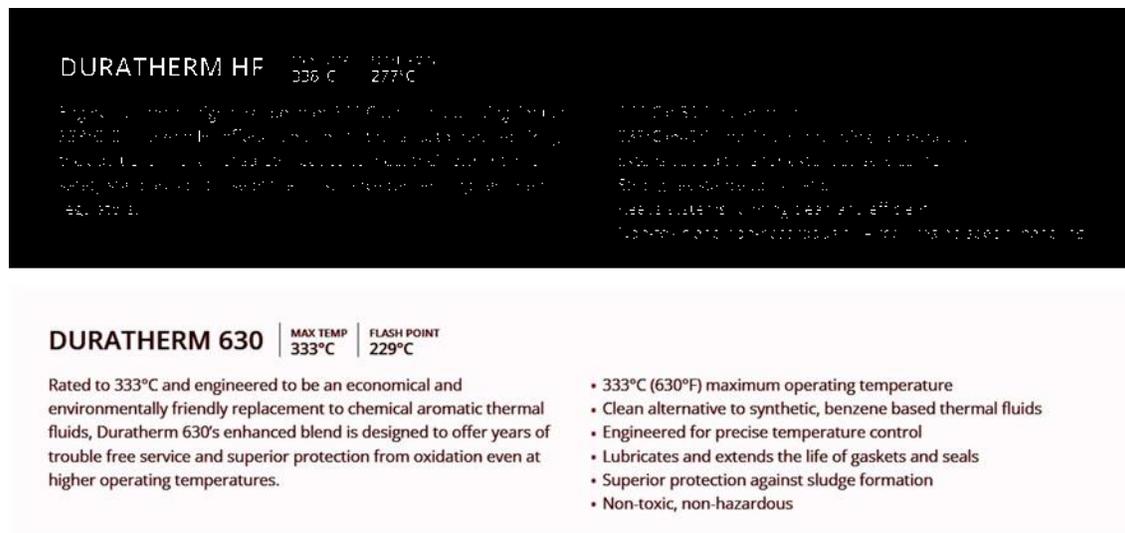
Para tomar los coeficientes de transferencia de calor U, se tuvo en cuenta el compuesto que se encuentra en mayor proporción en cada corriente y del intervalo de U se tomó el menor valor para ser conservadores en el tamaño del intercambiador. Una vez obtenido el U, y calculada la diferencia media logarítmica de temperaturas, se calcula el área de intercambio de calor necesaria, mediante la ecuación de diseño:

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{ml}}$$

Es importante hacer un comentario respecto a los enfriadores que emplean agua como corriente fría. Como se expone más adelante en el capítulo, se emplea agua proveniente de una torre de enfriamiento, que provee agua a una temperatura de 36,2°C. Adicionalmente, por razones que se tratan en la sección correspondiente, se fija la temperatura de salida del agua en 50°C. Estas especificaciones permiten calcular ΔT_{ml} .

Con respecto a los calentadores, será necesario el suministro de algún fluido calefactor, mediante calderas. Las corrientes a ser calentadas tienen una temperatura de salida de 573 K (305°C, la temperatura de operación del reactor). Si se optara por el uso de vapor de agua, se debería suministrar entonces vapor saturado a una temperatura mínima de 310°C, o bien, vapor sobrecalentado si se quiere trabajar a presiones menores, teniendo en cuenta que, a presión atmosférica, el vapor se encuentra saturado a 100°C, por lo que se requeriría un gran grado de sobrecalentamiento. Trabajar con vapor saturado a 310°C implicaría operar la caldera a una presión excesivamente alta (aproximadamente 100 bares), lo cual se considera totalmente inviable. Se opta por trabajar con calderas de fluido térmico. En una sección posterior, se detalla información acerca de dicha caldera.

Primero, se selecciona el tipo de fluido térmico de acuerdo al catálogo provisto por la cátedra de la empresa Duratherm. A modo de ilustración, se muestran dos ejemplos de fluidos térmicos:



DURATHERM HF | MAX TEMP 336°C | FLASH POINT 277°C

Rated to 336°C and engineered to be an economical and environmentally friendly replacement to chemical aromatic thermal fluids, Duratherm HF's enhanced blend is designed to offer years of trouble free service and superior protection from oxidation even at higher operating temperatures.

- 336°C (637°F) maximum operating temperature
- Clean alternative to synthetic, benzene based thermal fluids
- Engineered for precise temperature control
- Lubricates and extends the life of gaskets and seals
- Superior protection against sludge formation
- Non-toxic, non-hazardous

DURATHERM 630 | MAX TEMP 333°C | FLASH POINT 229°C

Rated to 333°C and engineered to be an economical and environmentally friendly replacement to chemical aromatic thermal fluids, Duratherm 630's enhanced blend is designed to offer years of trouble free service and superior protection from oxidation even at higher operating temperatures.

- 333°C (630°F) maximum operating temperature
- Clean alternative to synthetic, benzene based thermal fluids
- Engineered for precise temperature control
- Lubricates and extends the life of gaskets and seals
- Superior protection against sludge formation
- Non-toxic, non-hazardous

Se selecciona en principio el fluido Duratherm 630, cuya temperatura máxima de operación admisible es de 333°C. El calor específico (extraído del catálogo) resulta de 2.962 kJ/kg*°C. Para cada intercambiador, se calcula el caudal necesario de fluido térmico a emplear por medio de:

$$G = \frac{Q}{C_p * \Delta T}$$

siendo Q el calor intercambiado en cada uno de los intercambiadores que requieren de fluido calefactor, y ΔT seleccionado como 23°C , asumiendo que 310°C sería la temperatura más baja que podría alcanzar para asegurarse la transferencia de calor con los fluidos de proceso, que en su mayoría deben ser calentados a 300°C . La suma de cada uno da un caudal total a suministrar de 6670 kg/h .

Como otra alternativa, el fluido térmico Duratherm HF podría ser elegido, con una temperatura máxima de operación cercana a la del Duratherm 630 (338°C) (y un punto de inflamabilidad también cercano). El mismo presenta un menor calor específico ($2.367 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$) pero es mayor la diferencia de temperaturas admisible entre ambos fluidos (28°C , si se mantiene el criterio de una diferencia mínima de temperaturas de 10°C entre ambas corrientes). Se calcula el caudal total necesario de la misma manera y resulta de 6855 kg/h , levemente mayor que el obtenido con el fluido Duratherm 630.

Las otras alternativas de fluidos térmicos en general presentan temperaturas máximas admisibles cercanas a la menor temperatura alcanzable por dicho fluido, en general, 316°C , lo cual llevaría a un gran requisito de caudal, por lo que se opta por el fluido Duratherm 630 cuya máxima temperatura admisible permite una diferencia de temperaturas razonable, y no es un fluido tóxico ni peligroso en términos de seguridad del proceso.

A la hora de determinar el coeficiente U para los calentadores que emplean el fluido térmico, se consideran las combinaciones de la Tabla 4 que contienen a un “orgánico mediano” como el fluido caliente (ya que la máxima viscosidad que presenta Duratherm 630 en las condiciones de trabajo, tal como se informa en su página web, es de 0.5293 cP). En caso de no existir el caso con un “orgánico mediano”, se recurre al U correspondiente a un “orgánico pesado” que es menor, siguiendo un criterio conservador en cuanto al área de transferencia.

Finalmente, en la Tabla 5.5 se indican los intercambiadores necesarios, junto con la composición predominante de las corrientes caliente y fría (que permite determinar U), el calor a transferir, la diferencia media de temperaturas y finalmente el área de transferencia.

Tabla 5.5: Datos sobre los intercambiadores de calor

| Equipo nro. | Corriente caliente | Corriente fría | Q (kW) | ΔT_{ml} (K) | U (W/m ² *K) | Área (m ²) |
|-------------|--|--|---------|---------------------|-------------------------|------------------------|
| 1 | Agua, alcoholes grasos , ácidos grasos, hidrógeno | Alimentación de ácidos grasos | 31 | 16.82 | 50 | 36.8 |
| 2 | Agua, alcoholes grasos , ácidos grasos, hidrógeno | Alcoholes grasos , catalizador, ésteres | 153.09 | 31.15 | 50 | 98.29 |
| 3 | Agua, alcoholes grasos , ácidos grasos, hidrógeno | Hidrógeno fresco | 23.095 | 55.146 | 50 | 8.376 |
| 4 | Agua, alcoholes grasos , ácidos grasos, hidrógeno | Agua | 561.781 | 149.7 | 370 | 10.14 |
| 5 | Fluido calefactor | Ácidos grasos , impurezas | 48.6 | 37.9 | 50 | 25.6 |

| | | | | | | |
|---------------|---------------------------|---|---------|-------|-----|-------|
| 6 | Agua, hidrógeno | Agua | 262.98 | 53 | 10 | 495 |
| 7 | Fluido calefactor | Alcoholes grasos | 68.3 | 40.25 | 150 | 11.3 |
| 8 | Alcoholes grasos | Agua | 0.8325 | 29.9 | 370 | 0.075 |
| 9 | Alcoholes grasos | Agua | 72.2832 | 64 | 370 | 3.05 |
| 10 | Fluido calefactor | Alcoholes grasos, catalizador, ésteres | 214.1 | 69.7 | 150 | 20.5 |
| 11 | Fluido calefactor | Hidrógeno fresco | 9.3 | 50.6 | 20 | 9.2 |
| Torres | | | | | | |
| 1 c | Tetradecanol | Agua | 133.4 | 108.8 | 370 | 3.3 |
| 1 r | Fluido calefactor | Hexadecanol Octadecanol | 270.4 | 80.4 | 150 | 22.4 |
| 2 c | Hexadecanol | Agua | 534.4 | 184.6 | 370 | 7.8 |
| 2 r | Fluido calefactor | Octadecanol | 537.8 | 70.7 | 150 | 50.7 |
| 3 c | Octadecanol | Agua | 307.5 | 207 | 370 | 4 |
| 3 r | Fluido calefactor | Octadecanol, ésteres | 307.8 | 65.8 | 150 | 31 |

Dado que los equipos de intercambio de calor involucrados en las torres de destilación son parciales, los cambios de estado que ocurren en ellos no son isotérmicos. Esto es porque al atravesar los intercambiadores, ocurre una variación en la composición

de las corrientes de proceso. Así, resulta importante informar las temperaturas de entrada y salida de dichas corrientes, lo cual se hace en la Tabla 5.6.

Tabla 5.6: Temperaturas de las corrientes de proceso a la entrada y la salida de los intercambiadores de las torres

| Equipo | Temperatura a la entrada (°C) | Temperatura a la salida (°C) |
|--------|-------------------------------|------------------------------|
| 1c | 211.1 | 105.5 |
| 1r | 239.2 | 242.1 |
| 2c | 228 | 227.6 |
| 2r | 250 | 250.4 |
| 3c | 250.3 | 250.1 |
| 3r | 252.5 | 258.1 |

Cabe destacar que varios de los equipos obtenidos requieren de un área muy pequeña de intercambio de calor. Por ejemplo, el intercambiador de calor N°9 requiere un área de 3.05 metros cuadrados. Con dichas dimensiones, no se justifica la utilización de un intercambiador de tubos y coraza, si bien es cierto que siempre se busca obtener el menor área posible. Para estos casos, será más que suficiente considerar la alternativa de utilizar intercambiadores de doble tubo, de mucha más fácil instalación y por supuesto, mucho más económicos, siempre que se obtenga una longitud razonable que permita la instalación en planta sin problemas de espacio. El equipo N°8 es un caso particular, dado que su área de transferencia resulta extremadamente pequeña (0.075 m²): en este caso, puede asumirse que la pérdida de calor se da a través de la pared del conducto sin aislante.

5.3.- Suministro de las corrientes de servicio

5.3.1.- Fluido calefactor

Dados los inconvenientes explicitados previamente respecto al uso de vapor de agua a alta presión, se expone una alternativa a las tradicionales calderas de vapor.

5.3.1.1.- Calderas de fluido térmico

Las calderas de aceite térmico, también conocidas como calderas de fluido térmico, consisten en un cuerpo de intercambio por el cual circula dicho fluido, que recibe energía en forma de calor. Éste proviene de la combustión de diferentes fuentes de energía, como podrían ser la biomasa o el combustible derivado del residuo, o del combustible fósil.

Este tipo de calderas están compuestas por uno o más serpentines por los que circula el fluido y entre los que se hacen pasar los gases de la combustión. Fruto de este contacto, se realiza la cesión de calor al aceite térmico, el cual llega por medio de una bomba de circulación hasta el equipo consumidor. Una vez cedido el calor en el intercambiador, siempre por medio de una bomba de circulación, se retorna el fluido a la caldera.

El fluido térmico puede trabajar hasta 400°C en fase líquida con presiones menores a 15 bar. Algunas de sus ventajas son:

- No existe corrosión en el acero
- Al trabajar con bajas presiones, no es necesaria una sala de calderas ni costosas inversiones en obra civil
- No se necesita un operador cualificado
- Gran inercia térmica debido a las características físico químicas del aceite térmico.

El consumo de gas natural de la caldera se puede estimar a partir de su necesidad de calor (en este caso, el objetivo es elevar la temperatura del fluido térmico). Se

puede relacionar a esta cantidad de energía por unidad de tiempo (que se llamará “Q”) con la cantidad de gas a quemar, a través del poder calorífico del mismo. En la Norma de Calidad de Gas Natural NAG-602 del año 2019 el ENARGAS define al poder calorífico de la siguiente manera:

“Poder calorífico: Cantidad de calor que es liberado por la combustión completa en aire de una cantidad especificada de gas, de manera tal que la presión a la cual ocurre la reacción permanezca constante, y todos los productos de la combustión estén a la misma temperatura de los reactivos.”

En el capítulo 5 de dicho documento, se reporta que el poder calorífico del gas natural se halla comprendido entre 37.04 y 42.7 MJ/m³ (donde el m³ se refiere a las “condiciones de referencia”: P = 101.325 kPa y T = 15°C). Se toma entonces el valor promedio:

$$P_c = 39.87 \frac{MJ}{m^3}$$

De esta forma, el consumo de gas expresado en m³ por unidad de tiempo de la caldera puede estimarse a través de la ecuación:

$$\text{Consumo de gas (volumen/tiempo)} = \frac{Q \text{ (energía/tiempo)}}{P_c \text{ (energía/volumen)}}$$

Los datos relevantes para el cálculo son:

- Calor específico del fluido = 2.962 kJ/kg°C
- Caudal másico del fluido = 6670 kg/h
- Cambio de temperatura = 23°C

La necesidad de calor se determina como:

$$Q_{\text{fluido}} = 2.962 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} \times 6670 \text{ kg/h} \times 23^\circ\text{C} = 454.4 \text{ MJ/h}$$

Por lo que la cantidad de gas reaccionado cuya energía efectivamente se transfiere al fluido térmico resulta ser:

$$Cantidad\ de\ gas = \frac{454.4\ MJ/h}{39.87\ \frac{MJ}{m^3}} = 11.39\ m^3/h = 273.5\ m^3/día$$

Para obtener el consumo real de gas se considera un rendimiento del 95% tal como lo informa Pirobloc en su sitio web (correspondiente a sus calderas de alto rendimiento).

$$Consumo\ de\ gas = \frac{11.39\ m^3/h}{0.95} = 11.99\ m^3/h = 287.76\ m^3/día$$

5.3.2.- Caldera de vapor

Tal como se indicó en el Capítulo 4, los sistemas de eyección de las tres torres de destilación deben ser alimentados con vapor a 100 psig y 178.7°C. Para obtener el mismo, se proyecta la instalación de una caldera de vapor convencional, alimentada con gas natural. Se puede llegar al consumo de gas del equipo siguiendo un procedimiento análogo al de la sección anterior, pero teniendo en cuenta que en este caso el agua (previamente ablandada) debe sufrir un calentamiento, un cambio de estado y una segunda etapa de calentamiento.

Los resultados del Capítulo 4 arrojan que el caudal de agua a vaporizar es de 632.18 kg/h. Por lo tanto, se opta por trabajar con una caldera de vapor Vulcano con las siguientes características:



Figura 5.9: Caldera de vapor Vulcano

Tabla 5.7: Características de la caldera de vapor Vulcano

| Característica | Valor |
|---------------------------|----------------------|
| Modelo | PV 800 |
| Tipo | Humotubular |
| Producción de vapor | 800 kg/h |
| Presión máxima de trabajo | 8 kg/cm ² |

De tablas de vapor pueden obtenerse los siguientes datos para las condiciones de presión y temperatura del vapor:

- Calor de vaporización del agua líquida = 489.8 kcal/kg ó 2047.364 kJ/kg
- Temperatura de saturación = 169.6°C

El calor específico del agua líquida es de 4.18 kJ/kg°C.

A continuación se realiza el planteo para la operación en estado estacionario. En este régimen se cuenta con un caudal de agua definido circulando por el circuito. Tal como

se mencionó en el Capítulo 4, se requiere un sistema de condensación y recuperación de los alcoholes grasos succionados por los eyectores. El mismo debe permitir la condensación del vapor motriz, de forma de poder recircularlo a la caldera. Se asume que el agua líquida resultante se encuentra en su temperatura de saturación para la presión correspondiente (169.6°C), de forma que el calor únicamente incluye el cambio de estado (se desprecia el calor requerido para el calentamiento del vapor):

$$Q_{vapor} = 632.18 \text{ kg/h} \times 2047.364 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{vapor} = 1294.3 \text{ MJ/h}$$

Se llega entonces al caudal de gas requerido:

$$\text{Caudal de gas} = \frac{1294.3 \text{ MJ/h}}{39.87 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}} = 32.46 \text{ m}^3/\text{h} = 779.1 \text{ m}^3/\text{día}$$

La energía del combustible no es transferida en su totalidad al vapor, sino que la operación de la caldera está caracterizada por una eficiencia. En la publicación “Eficiencia en calderas y combustión”, propiedad de la Comisión Nacional para el Ahorro de Energía (CONAE) de México, se reporta que para una caldera humotubular alimentada con gas natural y de la capacidad necesaria la eficiencia típica ronda el 76%. Así, la caldera debe alimentarse con un caudal de gas igual a:

$$\text{Consumo de gas} = \frac{32.46 \text{ m}^3/\text{h}}{0.76} = 42.71 \text{ m}^3/\text{h} \equiv 1025.13 \text{ m}^3/\text{día}$$

5.3.3.- Torre de enfriamiento de agua

A la hora de pensar en una corriente de servicio fría para incluir en el proceso, la primera opción que debe tenerse en cuenta es el agua proveniente de una torre de enfriamiento. Esto es así dado que para acondicionar el agua para su reutilización (reducir su temperatura) se emplea aire atmosférico. Las pérdidas de agua en el proceso de enfriamiento no son demasiado importantes ya que el descenso de

temperatura se produce con poca evaporación (el calor latente de vaporización del agua es muy alto).

Al momento de diseñar una torre de enfriamiento, aparece el problema de que la entrada de aire atmosférico presenta condiciones que evidentemente dependen de aspectos climáticos. Tal como se hace para otros equipos, se busca realizar el diseño para la peor condición de operación. La misma se encuentra cuando el aire ingresa a la mayor temperatura y con la mayor humedad posible, es decir, cuando presenta la mayor temperatura de bulbo húmedo (T_{bh}). Este análisis debe hacerse sobre los registros meteorológicos de la localidad en la que se proyecta construir la torre. En el capítulo 1 se mencionó la conveniencia de instalar la planta en el Parque Industrial Tecnológico Quilmes, emplazado en Bernal Oeste. Dada su cercanía con la Ciudad Autónoma de Buenos Aires, puede trabajarse con el registro correspondiente, que resulta ser el de más fácil acceso (el mismo puede hallarse en la página web www.estadisticaciudad.gob.ar). En las planillas pueden leerse los valores máximos de humedad relativa y temperatura para los doce meses del año, desde el año 1991 hasta agosto del 2021.

Una vez obtenidos dichos datos, deben considerarse únicamente los meses de verano (diciembre, enero, febrero y marzo), ya que es durante esta estación en la que pueden presentarse las peores condiciones con mayor probabilidad. Debería determinarse la T_{bh} para cada mes, partiendo de la temperatura de bulbo seco y el porcentaje de humedad relativa. Sin embargo, como dichos porcentajes son muy cercanos al estado de saturación (el más bajo es del 86%), el diagrama psicrométrico del sistema aire-agua a 1 atm muestra que la diferencia entre la temperatura de bulbo seco y la de bulbo húmedo es despreciable. Es decir, se consideran los valores de temperatura del registro meteorológico como si fueran T_{bh} .

Para un dimensionamiento satisfactorio de la torre de enfriamiento, sin incurrir en un tamaño excesivo, Treybal sugiere que se tome como T_{bh} de entrada a aquella que es superada el 5% de las veces. Trabajando con los datos (que se muestran en el

Anexo), se llega a que $T_{bh} = 31,2^{\circ}\text{C}$, por lo que la torre debería operar correctamente aún para aire en dicha condición.

La operación de la torre se representa a través de la recta de operación, la cual surge de un balance de energía en una rodaja diferencial de columna:

$$\frac{dH_G}{dT_L} = \frac{L c_L}{G_S}$$

donde:

- H_G es la entalpía del aire por unidad de masa de aire seco (kJ/kg),
- T_L es la temperatura del agua ($^{\circ}\text{C}$),
- L es el caudal de agua (que se aproxima como constante) (kg/h),
- c_L es el calor específico del agua (kJ/kg $^{\circ}\text{C}$),
- G_S es el caudal de aire seco (kg/h).

Dicha recta de operación puede ser representada sobre el diagrama psicrométrico, en el cual la curva correspondiente a la entalpía del aire saturado indica las condiciones en la interfase aire-agua. Es sencillo dibujarla dado que sus puntos extremos son los que representan las condiciones de los fluidos a la entrada y la salida. Los datos que se conocen son:

- H_{G1} : entalpía del aire a la entrada. Como $T_{bh} = 31.2^{\circ}\text{C}$, $H_{G1} = 108$ kJ/kg de aire seco.
- T_{L1} : temperatura del agua a la salida. Se sabe que la mínima temperatura a la que se puede enfriar el agua es la T_{bh} del aire a la entrada, en este caso 31.2°C . Para el diseño se impone que T_{L1} sea 5°C mayor que T_{bh} , es decir: $T_{L1} = 36.2^{\circ}\text{C}$.
- T_{L2} : temperatura del agua a la entrada. Para fijar esta variable, se procura escoger una temperatura que no genere una gran pérdida de agua por evaporación. Con ese objetivo, se presta atención a la forma de la curva de presión de vapor del agua versus la temperatura, que se muestra en la Figura 5.10 (curva azul):

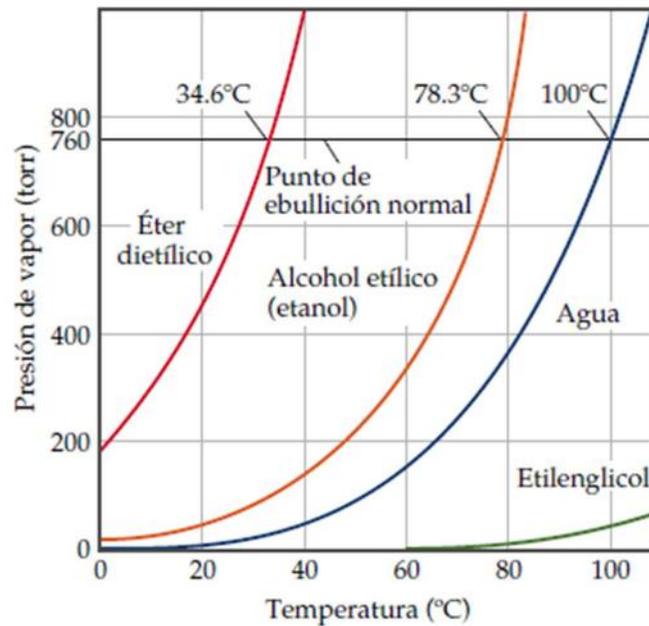


Figura 5.10: Presión de vapor del agua (curva azul) en función de la temperatura (extraído de "Química, La Ciencia Central", T. L. Brown, et. al)

A partir del gráfico, se considera prudente tomar $T_{L2} = 50^{\circ}\text{C}$, porque es a partir de dicho valor que la pendiente comienza a aumentar de manera pronunciada (a esta temperatura la volatilidad del agua permanece relativamente baja). Además, permitir que el agua se caliente a la mayor temperatura posible da lugar a menores caudales requeridos para el enfriamiento.

La variable que queda sin definir es H_{G2} , la entalpía del aire a la salida. Para obtener la recta de operación, lo primero que se hace es trazar el caso límite: se dibuja la recta que toca la curva de equilibrio para $T_L = T_{L2}$. En estas condiciones, la operación deseada únicamente puede lograrse con una torre de altura infinita. En la Figura 5.11 se observa el equilibrio y la recta de operación límite, de manera de obtener la pendiente mínima y así calcular el caudal mínimo de agua.

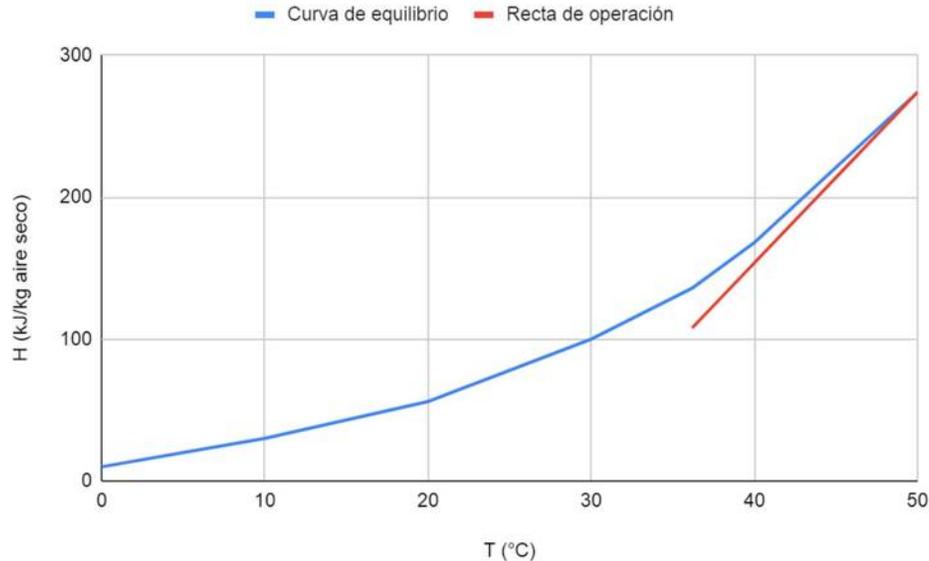


Figura 5.11: Determinación de la recta de operación de mayor pendiente

La recta dibujada implica el menor caudal posible de aire seco a través de la torre necesario para lograr el enfriamiento deseado (en este caso, la pendiente mínima vale $12 \text{ kJ/kg aire seco} \cdot ^\circ\text{C}$). Para poder despejar G_s , hay que conocer L , que es igual a la suma de los requerimientos de agua de los intercambiadores correspondientes. En la Tabla 5.8 se muestran los intercambiadores que emplean agua de enfriamiento, junto con sus caudales:

Tabla 5.8: Caudales de agua de enfriamiento utilizados por cada intercambiador de la red

| Intercambiador | Caudal de agua (kg/h) 13.8 |
|----------------|----------------------------|
| 4 | 35060 |
| 6 | 16412 |
| 9 | 4511 |
| 10 | 13362 |

| | |
|--------------------------------|--------|
| 1c | 8280 |
| 2c | 33336 |
| 3c | 19188 |
| Caudal total a enfriar: | 130149 |

Así, surge el G_s mínimo, tomando $c_L = 4.175 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$:

$$G_{s,min} = L \times c_L / \text{pendiente mínima} = 45281 \text{ kg aire seco/h}$$

La altura necesaria de relleno para una torre de este tipo se puede determinar empleando el método de las unidades de transferencia. El inconveniente del mismo radica en que se debe partir de la elección de un relleno para realizar el cálculo. Esto es así porque en el dimensionamiento de la altura aparece el área transversal de la torre, que puede obtenerse teniendo en cuenta las características de inundación y humectación del empaque.

Alternativamente, el dimensionamiento se puede realizar con la ayuda de herramientas informáticas. Se encontró una herramienta online (propiedad de la empresa Mesan) que permite, ingresando el caudal de agua y sus temperaturas de entrada y salida y la temperatura de bulbo húmedo del aire, estimar dimensiones para una torre de enfriamiento, ya sea de tiro forzado o tiro inducido. Se eligió de manera arbitraria optar por una torre de tiro inducido: la principal ventaja que tiene es que la posibilidad de reciclaje (reingreso de aire húmedo a la torre) es muy baja debido a que el aire húmedo que sale por el tope de la torre es impulsado lejos de ésta, mientras que en las torres de tiro forzado, con el ventilador por debajo, en el ingreso de aire, el mismo puede succionar parte del aire húmedo de salida de la torre. El diseño con este programa resulta conveniente dado que ahorra la elección de un relleno en particular, la cual sería indispensable para el cálculo de las unidades de transferencia. Se obtuvieron los resultados mostrados en la Tabla 5.9:

Tabla 5.9: Características de la torre de enfriamiento necesaria

| Datos sobre la torre de enfriamiento | | | |
|---|--------------------------------|---|--------------------------|
| Serie | MKT Counter Flow Induced Draft | | |
| Modelo | MKT-175 | | |
| Tipo de ventilador | Axial | Potencia consumida por el ventilador | 5.5 kW |
| Diámetro del ventilador | 2360 mm | Flujo de aire | 105600 m ³ /h |
| Cantidad de ventiladores | 1 | | |
| Pérdida de carga del agua | 30 kPa | | |
| Datos sobre el funcionamiento | | | |
| Flujo de agua | 130149 kg/h | Pérdidas por evaporación | 2.3% |
| Temperatura de entrada del agua | 50°C | Temperatura de salida del agua | 36.2°C |
| Temperatura de bulbo húmedo ambiente | 31.2°C | Rango de temperatura del agua | 13.8°C |
| Aproximación a la T_{bh} | 5°C | | |
| Datos constructivos | | | |
| Diámetro | 4.1 m | Peso seco | 1300 kg |
| Altura | 3.53 m | Peso operativo | 3275 kg |

A continuación, sólo con fines comparativos, se analiza el caudal másico de aire informado por la herramienta online, y se lo contrasta con el valor de G_S mínimo hallado previamente; de esta manera, es posible tener una idea de las especificaciones de diseño empleadas por la empresa.

El caudal provisto por la herramienta se encuentra expresado en m^3/h , mientras que el G_S mínimo hallado a partir de la recta de operación tiene unidades de kg de aire seco/h. Es evidente la necesidad de contar con un valor de densidad para transformar el caudal volumétrico en caudal másico. Para ello, lo que se hace es asumir que el flujo volumétrico se encuentra evaluado a las condiciones del aire a la entrada de la torre. Las mismas son $T_{bh} = 31.2^\circ C$ y humedad de saturación (tal como se concluyó luego de analizar los registros meteorológicos). En el diagrama psicrométrico se observa que la humedad de saturación para $T_{bh} = 31.2^\circ C$ resulta ser de 0.03 kg agua/kg aire seco. Esta relación másica puede transformarse a relación molar como sigue:

$$0.03 \frac{kg \text{ agua}}{kg \text{ aire seco}} \times \frac{28.84 \text{ kg aire} / kmol \text{ aire}}{18 \text{ kg agua} / kmol \text{ agua}} = 0.048 \frac{kmol \text{ agua}}{kmol \text{ aire}} \text{ ó } \frac{mol \text{ agua}}{mol \text{ aire}}$$

Puede calcularse la fracción molar de aire como:

$$\frac{1}{1 + 0.048} = 0.9542 \frac{mol \text{ aire seco}}{mol \text{ aire húmedo}}$$

A partir de este dato, puede obtenerse el peso molecular promedio del aire húmedo:

$$\underline{PM} = 0.9542 \times 28.84 \frac{g}{mol} + (1 - 0.9542) \times 18 \frac{g}{mol} = 28.34 \frac{g}{mol}$$

Usando la ecuación de los gases ideales, surge la densidad del aire húmedo a la entrada de la torre:

$$\rho = \frac{P \times \underline{PM}}{R \times T} = \frac{1 \text{ atm} \times 28.34 \text{ g/mol}}{0.082 \text{ atm L} / K \text{ mol} \times 304.2 \text{ K}} = 1.136 \text{ g/L ó kg/m}^3$$

Así, el caudal másico de aire húmedo sugerido por Mesan es:

$$F = 1.136 \frac{kg}{m^3} \times 105\,600 \frac{m^3}{h} = 119\,962 \frac{kg}{h}$$

Se puede convertir a caudal másico de aire seco usando el dato de humedad:

$$F_s = 119\,962 \frac{kg \text{ aire} + \text{agua}}{h} \times \frac{1}{1 + 0.03 \frac{kg \text{ agua}}{kg \text{ aire}}} = 116\,468 \frac{kg \text{ aire seco}}{h}$$

Si se relaciona este resultado con G_s mínimo, se puede apreciar el criterio de diseño utilizado por Mesan:

$$\frac{F_s}{G_{s,\text{mínimo}}} = \frac{116\,468}{45\,281} = 2.6$$

La herramienta también permite obtener un diagrama de vistas principales de la torre de enfriamiento, como se ve en la Figura 5.12:

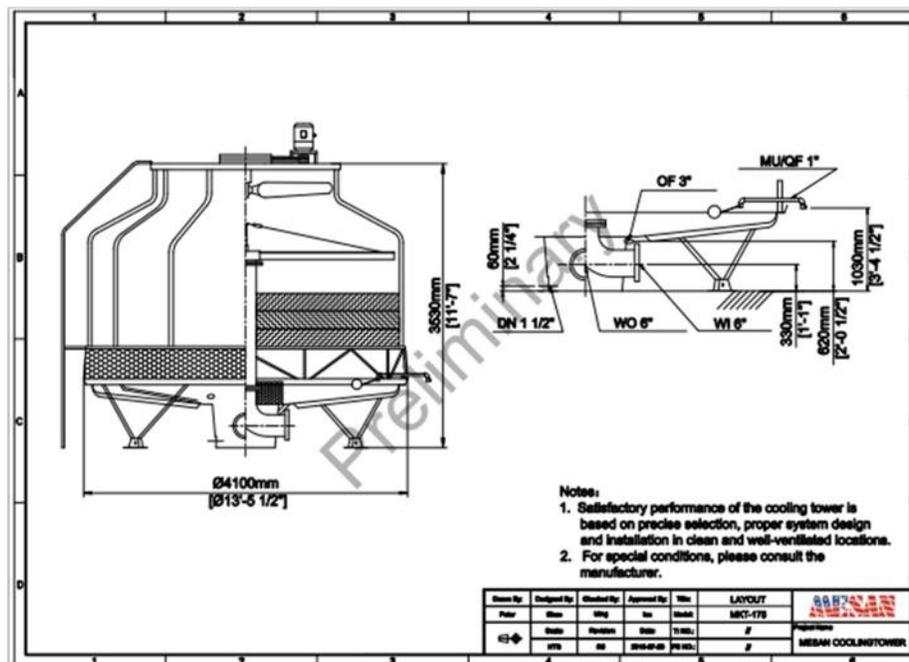


Figura 5.12: Vistas principales y dimensiones de la torre de enfriamiento

Un parámetro adicional de las torres de enfriamiento es el caudal de agua de reposición. Es necesaria la reposición del agua que abandona la fase líquida, yéndose junto con el aire. La herramienta utilizada para el diseño de la torre cuenta con un dato de pérdidas por evaporación, las cuales representan un 2.3% del caudal de agua total alimentado ($130.149 \frac{m^3}{h}$), de allí puede determinarse el caudal de agua a reponer. Si se considera un 10% más debido a posibles fugas, como suele hacerse al calcularlo mediante los datos del diagrama psicrométrico:

$$\text{Agua de reposición} = 130.149 \frac{m^3}{h} \times 0.023 \times 1000 \frac{kg}{m^3} \times 1.1 = 3292.8 \frac{kg}{h}$$

5.4.- Equipos auxiliares

Para la operación de la planta, son necesarios ciertos equipos auxiliares, adicionales a aquellos que se trataron en los capítulos 3 y 4 y la primera parte del capítulo 5. En esta sección se hace la selección de:

- Bombas
- Compresores
- Válvulas de expansión (reductoras de presión)
- Equipos para el transporte de sólidos
- Tanque de mezclado (para mezclar los alcoholes grasos y ésteres a recircular con el catalizador)

5.4.1.- Bombas

Observando el diagrama tecnológico mostrado en la Figura 5.2, resulta evidente la necesidad de bombas en los siguientes puntos del proceso:

- La alimentación de ácidos grasos debe comprimirse. Su presión debe aumentar de 1.48 atm hasta las 300 atm de operación del reactor (lo cual equivale a una altura desarrollada, H_{DES} , de 3083.6 metros de columna de agua). La bomba debe soportar temperaturas de 250 °C.

- El fondo de la última torre de destilación debe comprimirse en primera instancia de 0.1 atm a 1 atm (lo cual equivale a una altura desarrollada, H_{DES} , de 9.3 m.c.a.) donde se alimenta el catalizador fresco y luego debe ser comprimida nuevamente hasta 5 atm (equivalente a una altura desarrollada, H_{DES} , de 41.3 m.c.a.), para mezclarla con el fondo del separador caliente con tal de ser recirculado al reactor. Ambas bombas deben soportar temperaturas de 260°C.
- La mezcla de alcoholes grasos recirculados y ésteres debe comprimirse desde 5 atm hasta 300 atm para ingresar al reactor (lo cual equivale a una H_{DES} de 2066.26 m.c.a). La bomba debe soportar temperaturas de 175.2 °C (el calentamiento hasta 300 °C se efectúa luego del bombeo).

Para la impulsión de la alimentación de ácidos grasos se selecciona la bomba modelo BP (BB5) de la corporación multinacional estadounidense Flowserve. La misma es utilizada principalmente para la industria química.

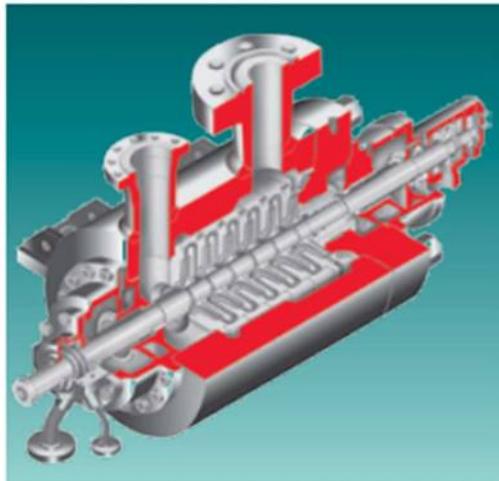


Figura 5.13: Esquema de la bomba utilizada para impulsar la corriente de ácidos grasos

La misma presenta las características resumidas en la Tabla 5.10, tal como se informa en el catálogo.

Tabla 5.10: Características de la bomba de ácidos grasos

| | |
|---|------|
| Capacidad máxima (m³/h) | 1050 |
| Altura total (mca) | 3500 |
| Temperatura (°C) | 425 |
| Presión de descarga máxima soportada (bar) | 295 |

El caudal volumétrico de la alimentación de ácidos grasos es de 2.763 m³/h, menor al máximo permisible. Se observa que la altura total que puede desarrollar una única bomba es mayor al requerimiento del proceso (3083.6 mca); esto indica que alcanza con una única bomba y no es necesario colocar varias bombas en serie. Como se mencionó, la temperatura de la corriente es de 250 °C, menor al límite máximo. La mayor presión de operación de la bomba es de 295 bar, ligeramente menor que la presión de descarga necesaria, que será la presión de operación del reactor (300 bar). Se deberá solicitar a la empresa y al fabricante correspondiente la posibilidad de modificar ligeramente el diseño mecánico de la bomba de forma tal que pueda soportar una presión de 300 bares, apenas 5 bares por encima de la presión que soporta el diseño actual.

Para el transporte del reciclo de alcoholes grasos, se selecciona la bomba modelo WXH, de la misma compañía.

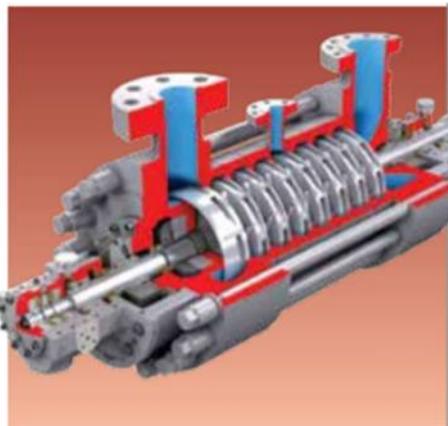


Figura 5.14: Esquema de la bomba utilizada para impulsar el reciclo de alcoholes grasos

Las características reportadas en el catálogo son las mostradas en la Tabla 5.11:

Tabla 5.11: Características de la bomba de alcoholes grasos

| | |
|---|------|
| Capacidad máxima (m³/h) | 900 |
| Altura total (mca) | 2650 |
| Temperatura (°C) | 250 |
| Presión (bar) | 310 |

El caudal volumétrico del reciclo de alcoholes grasos es 3.448 m³/h, claramente inferior al caudal máximo que puede procesar la bomba. La altura desarrollada por la bomba satisface el requerimiento del proceso (2066.26 m.c.a), por lo que es suficiente instalar un único equipo. La temperatura máxima admisible supera la temperatura de la corriente. Por último, se observa que la presión máxima resulta ligeramente mayor a la que se requiere lograr en la descarga (300 bares).

Se deberá tener en cuenta que el caudal que circulará por esta bomba contendrá sólidos en suspensión (con partículas de muy pequeño tamaño). Ésto también debería ser informado al fabricante, de forma tal de adaptar el diseño de la bomba de ser necesario, de manera de cumplir el requerimiento, sin correr el riesgo de daños mecánicos al equipo o necesidad de mantenimiento muy frecuente.

Para la corriente correspondiente al fondo de la última torre de destilación, se utilizan bombas que puedan circular fluidos a alta temperatura. Este es el caso de la bomba de Lewa mostrada en la Figura 5.15, la cual puede trabajar a temperaturas desde 200°C hasta 400°C.



Figura 5.15: Bomba de Lewa

En el catálogo citado en la bibliografía, se pueden encontrar más características mecánicas de cada una de las bombas (páginas 34 y 36 del catálogo).

Para estimar el consumo eléctrico de las bombas, se pueden emplear los valores de potencia entregada al fluido (informados por el simulador UNISIM) y afectarlos por un valor de eficiencia. No se tiene un dato provisto por el fabricante de las bombas, por lo que se recurre a la información contenida en el sitio web tecnologiaparalaindustria.com, que indica que las bombas centrífugas más grandes suelen tener eficiencias entre el 75 y el 93%. Un cálculo conservador implica considerar un 75%, que sería el peor caso dentro del rango respecto al consumo eléctrico. Así, se obtienen los valores de la tabla 5.12:

Tabla 5.12: Potencia hidráulica entregada y potencia eléctrica consumida por las bombas

| Bomba | Potencia (kJ/h) (eficiencia del 100%) | Potencia entregada a la bomba (kJ/h) |
|--|--|---|
| Alimentación de ácidos grasos | 1.114 E 5 | 148533 |
| Reciclo de alcoholes grasos y ésteres | 1.374 E 5 | 183200 |

| | | |
|---|-------|-------|
| Bomba 1 de fondo de la última torre de destilación | 15.08 | 20.1 |
| Bomba 2 de fondo de la última torre de destilación | 67.01 | 89.35 |

Adicionalmente, la empresa Pirobloc informa que la bomba incluida en el sistema de la caldera de fluido térmico tendría un consumo eléctrico medio de 15 kW ó 54 000 kJ/h.

Las bombas consumen entonces una potencia eléctrica igual a:

$$P_{bombas} = 302882 \text{ kJ/h}$$

5.4.2.- Compresores

En el diagrama tecnológico de la Figura 5.2 aparecen dos compresores que cumplen las siguientes funciones:

- Compresión del reciclo de H₂ desde 5 atm (salida de los separadores flash) hasta 300 atm para su ingreso al reactor. El compresor será pedido a la empresa Sauer Compressors, siguiendo el modelo “High-pressure compressor Orkan WP5173LHH BasSeal-He”, mostrado en la Figura 5.16. La diferencia con este será el caudal volumétrico admitido por el compresor, pudiendo bajar su presión máxima para abaratar costos, teniendo un margen de seguridad de un 10% superior a los 300 bar. Por lo tanto, el compresor debe admitir un caudal volumétrico de al menos 129 m³/h y una presión máxima de 330 bares.



Figura 5.16: Compresor para el reciclo de H_2

- Compresión de la alimentación de H_2 fresco desde 200 atm, presión típica en tanques comerciales de H_2 , hasta las 300 atm de trabajo del reactor. Para las condiciones dadas, no se han encontrado equipos en catálogos. Sin embargo, se opta por solicitar a la empresa Sauer Compressors ambos compresores. Este último se caracteriza por admitir una presión de 200 a 300 atm, un caudal volumétrico mínimo de $3 \text{ m}^3/\text{h}$ y soportar una temperatura máxima de 290°C .

Para la estimación del consumo eléctrico de los compresores, se emplean nuevamente los valores de potencia reportador por UNISIM y se los afecta en este caso por una eficiencia del 72% (tal como se informa en el sitio web jmcampbell.com). De esta manera, surgen los valores que se muestran en la tabla 5.13:

Tabla 5.13: Potencias entregadas al gas y potencias eléctricas consumidas por los compresores

| Compresor en UNISIM | Potencia (kJ/h) (eficiencia del 100%) | Potencia entregada al compresor (kJ/h) |
|---------------------------------|--|---|
| Alimentación de H_2 fresco | 85.085,7 | 118.174,6 |
| Reciclo de H_2 | 369.000 | 512.500 |

El gasto eléctrico total de los compresores es:

$$P_{compresores} = 634.674,6 \text{ kJ/h}$$

5.4.3.- Alimentación de los sólidos y tanque de mezclado

Como se ha expuesto en los capítulos 3 y 4, la producción de los alcoholes grasos es un proceso catalítico heterogéneo, en el cual se emplea cromito de cobre como catalizador. El mismo sufre desactivación, de forma que es necesaria la reposición continua del catalizador gastado así como la extracción de éste último, ambas a un ritmo de 9.24 kg/h (5 kg de catalizador por tonelada de alcohol graso producido).

Es evidente la imposibilidad de ingresar el sólido granular directamente al reactor, dado que este opera a 300 atm. Para alimentar el sólido al proceso, se aprovecha la corriente de fondo de la última torre de destilación, rica en ésteres grasos, que se encuentra a una presión de 10 kPa (0.1 atm). La misma se comprime hasta la presión atmosférica, para poder introducir el sólido en la línea a través de un sistema compuesto por una tolva y una válvula rotatoria, tal como se muestra en la Figura 5.17.

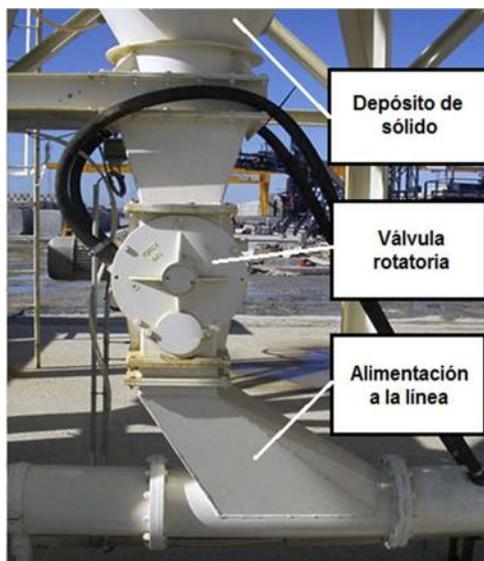


Figura 5.17: Alimentación del sólido a través de una válvula rotatoria
(extraído de www.directindustry.es)

La velocidad de rotación de la válvula se ajusta para lograr el caudal de alimentación de sólido de 9.24 kg/h. El funcionamiento de la misma se esquematiza en la Figura 5.18.

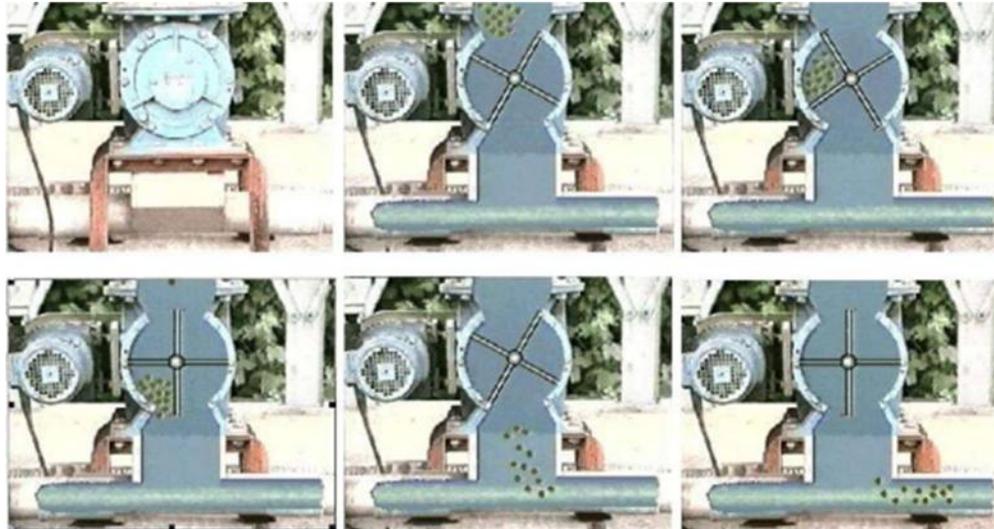


Figura 5.18: Funcionamiento de la válvula rotatoria (extraído de apuntes de cátedra de “Procesamiento de Sólidos” de la UNS)

Para esta operación se selecciona la válvula rotativa dosificadora de paso horizontal provista por la empresa argentina Industrias Tomadoni S.A.. En la Figura 5.19 se muestran las vistas de la válvula.

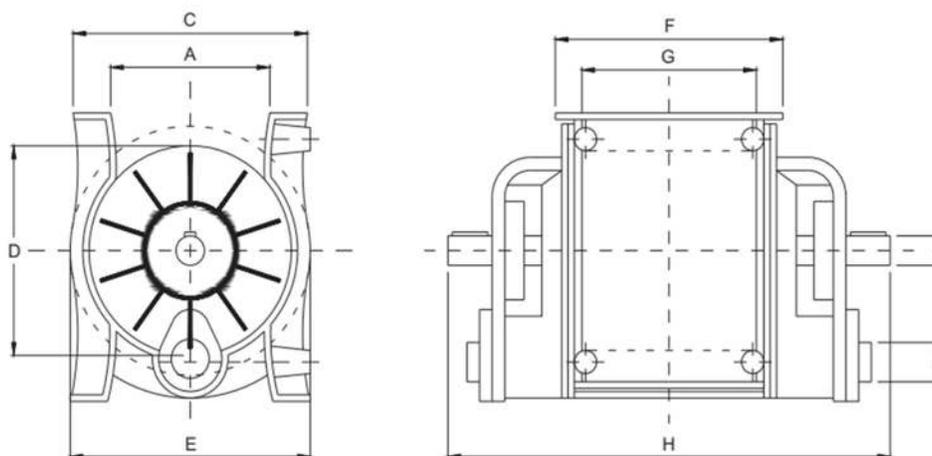


Figura 5.19: Vistas principales de la válvula rotatoria seleccionada

Una vez integrado el sólido a la corriente de ésteres, ésta se presuriza a 5 atm para poder mezclarla con el reciclo de alcoholes grasos en un tanque agitado. Esto se hace para obtener una suspensión homogénea de las partículas en el líquido antes de su ingreso al reactor.

Para la especificación del tanque agitado, se procede a realizar estimaciones del volumen y la velocidad del agitador necesarios para lograr la suspensión del sólido. Esto se lleva a cabo empleando la información contenida en el capítulo 9 del libro de Mc Cabe y Smith. A continuación se muestran las ecuaciones y correlaciones que se van a utilizar.

5.4.3.1.- Dimensiones sugeridas

Para el caso de un agitador de turbina, Mc Cabe y Smith sugieren las siguientes relaciones geométricas como punto de partida, basadas en la Figura 5.20:

$$\begin{array}{lll} \frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} = 1 & \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \\ \frac{E}{D_a} = 1 & \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \end{array}$$

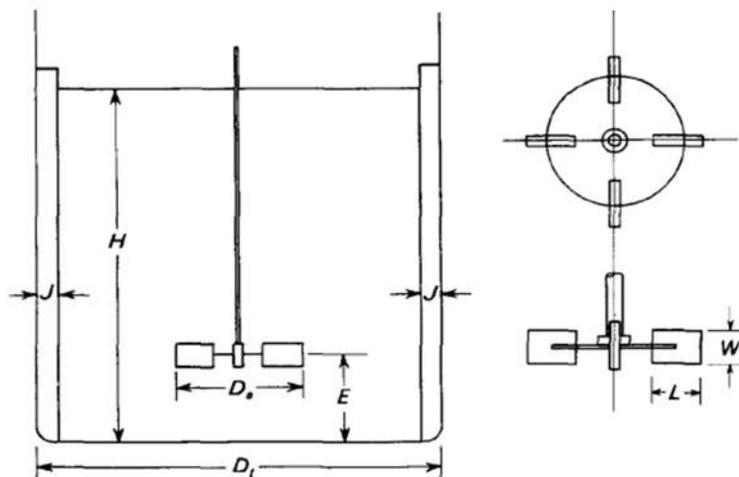


Figura 5.20: Esquema de un tanque de agitación, con sus dimensiones principales y relaciones sugeridas entre ellas.

5.4.3.2.- Tiempo de residencia

Con el objetivo de aproximar un volumen, se puede establecer un tiempo de residencia que sea suficiente para alcanzar el estado de suspensión deseado. Dicho tiempo debería ser comparable al tiempo de mezclado: en este caso, se tomarán como equivalentes. La obra de Mc Cabe y Smith reporta datos de tiempo de mezclado únicamente para el caso de mezcla de líquidos miscibles, indicando que el tiempo resulta mayor cuando se dispersan partículas sólidas; esto pone de manifiesto el carácter puramente estimativo de los cálculos realizados más adelante.

La correlación de Norwood y Metzner agrupa los datos de tiempo de mezclado graficando el "factor de tiempo" f_t en función del número de Reynolds, como se ve en la Figura 5.21 para el caso de un tanque con placas deflectoras y agitado con una turbina:

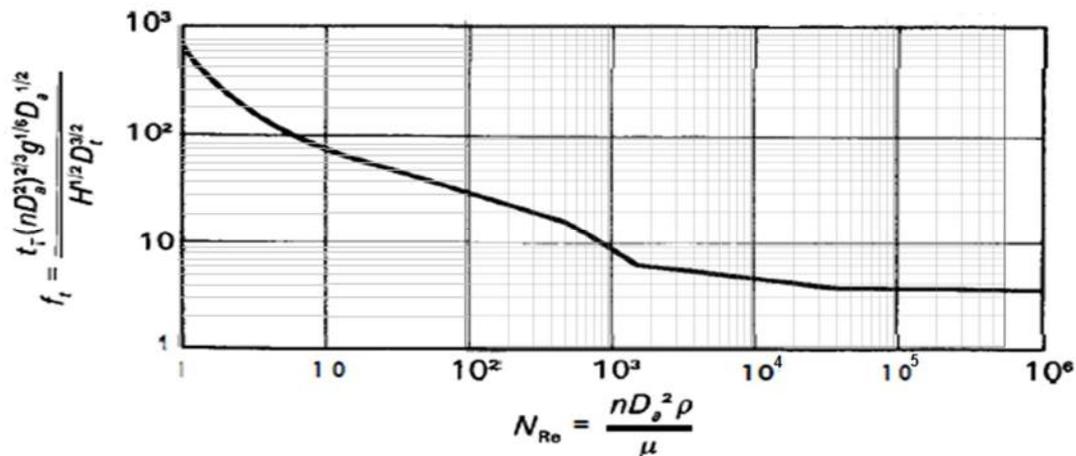


Figura 5.21: Factor de tiempo f_t en función del número de Reynolds.

Dichos grupos adimensionales están definidos de la siguiente manera:

$$f_t = \frac{t_r (n D_a^2)^{2/3} g^{1/6} D_a^{1/2}}{H^{1/2} D_t^{3/2}} \quad Re = \frac{n D_a^2 \rho}{\mu}$$

donde:

- t_T es el tiempo de mezcla (s)
- n es la velocidad de giro del rodete (rps)
- D_a es el diámetro del rodete (m)
- g es la aceleración de la gravedad (m/s^2)
- H es la altura de fluido en el tanque (m)
- D_t es el diámetro del tanque (m)
- ρ es la densidad del fluido (kg/m^3)
- μ es la viscosidad dinámica del fluido (kg/ms)

5.4.3.3.- Velocidad de giro del agitador

Con respecto al cálculo de la potencia requerida para la agitación y la velocidad de giro del rodete, la obra de Mc Cabe y Smith realiza una clasificación de los distintos grados de suspensión:

- Suspensión prácticamente completa con filiteado: *La mayor parte del sólido está suspendido en el líquido, con un pequeño porcentaje de partes filiteadas de sólido en la periferia exterior del fondo o de otras partes del tanque.*
- Movimiento completo de las partículas: *Todas las partículas o bien están suspendidas o se mueven a lo largo del fondo del tanque.*
- Suspensión completa o Suspensión completa fuera del fondo: *Todas las partículas están suspendidas fuera del fondo del tanque o bien no permanecen sobre el fondo más que 1 o 2 s. Cuando se alcanza justamente esta condición, generalmente habrá gradientes de concentración en la suspensión y puede existir una región de líquido claro cerca de la parte superior del tanque.*
- Suspensión uniforme: *Para velocidades del agitador considerablemente superiores a las que se requieren para obtener una suspensión completa, ya no hay líquido claro cerca de la parte superior del tanque y la suspensión se hace uniforme. Sin embargo, todavía puede haber gradientes verticales de concentración, especialmente si los sólidos tienen una amplia distribución de tamaños.*

Para el caso bajo estudio es más adecuada la definición de la “suspensión uniforme”, sin embargo, las correlaciones se hallan definidas para la situación de “suspensión completa”, de forma que la estimación se hace en base a dichas ecuaciones.

La correlación de Zwietering permite determinar la velocidad crítica del agitador para suspensión completa:

$$n_c D_a^{0.85} = S \nu^{0.1} D_p^{0.2} \left(g \frac{\Delta \rho}{\rho} \right)^{0.45} B^{0.13}$$

donde:

- n_c es la velocidad crítica del agitador para suspensión completa (rps)
- D_a es el diámetro del rodete (m)
- ν es la viscosidad cinemática (m^2/s)
- D_p es el tamaño medio de las partículas (m)
- ρ es la densidad del fluido (kg/m^3)
- $\Delta \rho$ es la diferencia de densidad entre el sólido y el fluido (kg/m^3)
- B es el valor $100 \times$ peso de sólido / peso de líquido
- S es una constante que surge de la Tabla 5.14:

Tabla 5.14: Valores de la constante S en la ecuación para la velocidad crítica del agitador

| Tipo de rodete | D_i/D_a | D_i/E | S |
|-----------------------|-----------|---------|------|
| Turbina de seis palas | 2 | 4 | 4,1 |
| $D_a/W = 5$ | 3 | 4 | 7,5 |
| $N_p = 6,2$ | 4 | 4 | 11,5 |
| Agitador de dos palas | 2 | 4 | 4,8 |
| $D_a/W = 4$ | 3 | 4 | 8 |
| $N_p = 2,5$ | 4 | 4 | 12,5 |
| Hélice de tres palas | 3 | 4 | 6,5 |
| $N_p = 0,5$ | 4 | 4 | 8,5 |
| | 4 | 2,5 | 9,5 |

A continuación se reúnen los parámetros constantes de la ecuación anterior:

- Tomando en cuenta que el rodete consiste en una turbina de seis palas, tal que $D_a/W = 5$, de la Tabla 10 resulta que $S = 7.5$.
- $\frac{\Delta\rho}{\rho} = \frac{\rho(\text{sólido}) - \rho(\text{líquido})}{\rho(\text{líquido})} = \frac{4500 - 714.1}{714.1} = 5.3$.
- El parámetro B surge del cociente entre el caudal másico de sólido circulante (289 kg/h) y el de líquido (2506 kg/h), multiplicado por 100.

$$\text{Así, B resulta: } B = \frac{289 \text{ kg/h}}{2506 \text{ kg/h}} \times 100 = 11.53$$

En la Tabla 5.15 se reúnen todas las características de relevancia de las fases sólida y líquida.

Tabla 5.15: Propiedades de la fase fluida y el catalizador en polvo

| Propiedad | Valor |
|--|-----------|
| Densidad del fluido (kg/m ³) | 726.6 |
| Viscosidad dinámica del fluido (kg/ms) | 2.186 E-3 |
| Viscosidad cinemática del fluido (m ² /s) | 3 E-6 |
| Densidad del catalizador (kg/m ³) | 4500 |
| Tamaño de las partículas de catalizador (m) | 4 E-6 |

Las propiedades del fluido son las informadas por el simulador UNISIM, mientras que la densidad del catalizador de cromito de cobre fue consultada en la página web de la compañía American Elements. El tamaño de las partículas es el informado por Mutzall.

En todas las ecuaciones anteriores se observa que aparecen detalles geométricos del sistema, que no son conocidos de antemano. Con tal de no asignar valores arbitrarios a los mismos, se transcriben todas las ecuaciones y relaciones disponibles para determinar el procedimiento a seguir:

- Diagrama de f_t en función de Re: $f_t = f_t(\text{Re})$
- $$f_t = \frac{t_T (n D_a^2)^{2/3} g^{1/6} D_a^{1/2}}{H^{1/2} D_t^{3/2}}$$
- $n_c D_a^{0.85} = S v^{0.1} D_p^{0.2} \left(g \frac{\Delta \rho}{\rho}\right)^{0.45} B^{0.13}$
- $V = \frac{\pi}{4} D_t^2 H$ (volumen de líquido dentro del tanque)
- $t_{\text{residencia}} = \frac{V}{Q}$ (siendo Q el caudal volumétrico)
- $t_T = t_{\text{residencia}}$ (igualación del tiempo de mezcla al tiempo de residencia)
- $D_a = \frac{1}{3} D_t$ (dimensión sugerida)
- $H = D_t$ (dimensión sugerida)

Reemplazando las tres últimas expresiones donde corresponda, surgen las cinco restricciones que siguen:

- Diagrama de f_t en función de Re: $f_t = f_t(\text{Re})$
- $$f_t = \frac{t_T \left(\frac{1}{9} n D_t^2\right)^{2/3} g^{1/6} \frac{1}{\sqrt{3}}}{D_t^{3/2}} (1)$$
- $n_c \left(\frac{1}{3} D_t\right)^{0.85} = S v^{0.1} D_p^{0.2} \left(g \frac{\Delta \rho}{\rho}\right)^{0.45} B^{0.13} (2)$
- $V = \frac{\pi}{4} D_t^3 (3)$
- $t_T = \frac{V}{Q} (4)$

en las que aparecen cinco incógnitas: n , D_t , f_t , V y t_T . En principio es posible hallar la solución; sin embargo, la misma debe obtenerse a través de un proceso iterativo. El mismo se compone de los siguientes pasos:

1. Asumir un valor razonable para D_t .
2. Calcular n a partir de la ecuación 2.
3. Calcular V (ecuación 3).
4. Determinar t_T como el tiempo de residencia, con la expresión 4.
5. Calcular Re y obtener f_T a partir del gráfico de Norwood y Metzner.
6. A partir de la definición de f_T (ecuación 1), despejar t_T y comparar con el valor obtenido en el paso 4. Si coinciden, con un margen de error del 10% como

máximo, se considera al valor de D_T supuesto en el paso 1 como el diámetro del tanque de agitación. Si difieren en más del 10%, se toma otro valor semilla para D_T y se procede a iterar.

A modo de ejemplo, se muestra la iteración 1:

1. Se considera $D_T = 1$ m, ya que es un valor similar a los diámetros de los tanques de separación flash, informados en el Capítulo 4.
2. $n_c = \left(\frac{1}{3} D_t\right)^{-0.85} S v^{0.1} D_p^{0.2} \left(g \frac{\Delta\rho}{\rho}\right)^{0.45} B^{0.13} = 3.589$ rps .
3. $V = \frac{\pi}{4} D_t^3 = \frac{\pi}{4} (1 \text{ m})^3 = 0.785 \text{ m}^3$
4. $t_T = \frac{V}{Q} = \frac{0.785 \text{ m}^3}{3.448 \text{ m}^3/\text{h}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 820 \text{ s}$ (tiempo de residencia)
5. $Re = \frac{n D_a^2 \rho}{\mu} = \frac{n \left(\frac{1}{3} D_t\right)^2 \rho}{\mu} = 1.325 E 5$. De la correlación de Norwood y Metzner se obtiene: $f_t = 3.9$, como se muestra en la Figura 5.21.

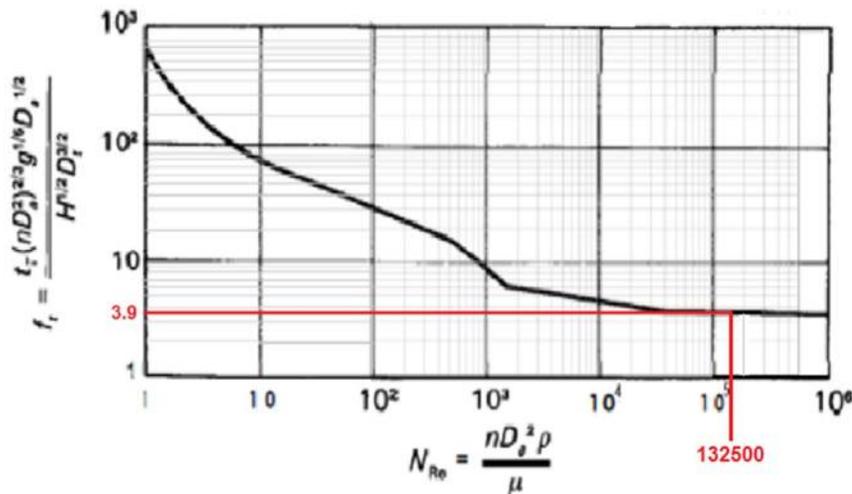


Figura 5.22: Determinación gráfica de f_t para $Re = 1.325 \times 10^5$

6. $t_T = \frac{f_t D_t^{3/2}}{\left(\frac{1}{3} n D_t^2\right)^{2/3} g^{1/6} \frac{1}{\sqrt{3}}} = 8.522 \text{ s}$ (tiempo requerido para la suspensión). El valor obtenido aquí difiere en un 99% de aquel del paso 4 (referido al tiempo de residencia), por lo tanto se procede con la iteración 2. El nuevo valor semilla de D_t es menor al inicial, porque el tiempo de residencia resultó ser

considerablemente mayor que el necesario para el mezclado (como el caudal volumétrico está fijado, se debe reducir el volumen, y con él, D_t).

El resultado del procedimiento iterativo indica que $D_t = 0.135$ m. Para dicho diámetro, se obtiene un tiempo de residencia de 2.018 s, mientras que el tiempo requerido para lograr la suspensión del catalizador es de 2.013 s (surge una diferencia del 0.244% referido al tiempo de residencia). Es importante destacar que el tanque obtenido cumple con el requerimiento planteado teniendo el menor volumen posible ($V = 1.932 \times 10^{-3} \text{ m}^3$). Como dicho valor es muy pequeño, se puede diseñar un tanque que tenga un volumen mayor ya que su tamaño no sería excesivo, y se estaría garantizando una buena suspensión de las partículas (al ser el tiempo de residencia mayor al de mezclado). Arbitrariamente, se escoge un volumen igual a cinco veces el mínimo ($V = 9.662 \times 10^{-3} \text{ m}^3$), con un diámetro de 0.231 m. En la Tabla 5.16 se listan las características del sistema de agitación, incluyendo sus dimensiones, determinadas a partir de las relaciones sugeridas por Mc Cabe y Smith.

Tabla 5.16: Características del sistema de agitación

| Parámetro | Valor |
|---|---------|
| Diámetro del tanque (m) | 0.231 |
| Altura de líquido (m) | 0.231 |
| Ancho de placas deflectoras (m) | 0.02 |
| Diámetro de la turbina (m) | 0.077 |
| Altura de la turbina sobre el fondo (m) | 0.077 |
| Velocidad de giro de la turbina | 748 rpm |

Una vez definido geoméricamente el tanque de agitación, puede estimarse la potencia eléctrica necesaria para llevar a cabo dicha operación. Para llegar a su magnitud, se comienza por calcular la potencia que es recibida por el fluido en movimiento. La misma se determina a partir de correlaciones del llamado número de potencia "Po" en función del número de Reynolds "Re". Dichos grupos adimensionales se encuentran definidos por:

$$Po = \frac{P}{n^3 D_a^5 \rho} \quad Re = \frac{n D_a^2 \rho}{\mu}$$

donde P es la potencia hidráulica que recibe el fluido (W).

Se puede calcular el número de Reynolds:

$$Re = \frac{n D_a^2 \rho}{\mu} = \frac{12.471 \text{ rps} (0.077 \text{ m})^2 726.6 \text{ kg/m}^3}{2.186 \text{ E} - 3 \text{ kg/ms}} = 24580$$

y con él hallar el Po , a partir de la curva A de la Figura 5.23, extraída del libro “Operaciones Unitarias en Ingeniería Química” de McCabe y Harriot. La misma corresponde a una turbina de seis palas con relación altura-diámetro de 0.25, cercana a la considerada ($1/5 = 0.2$).

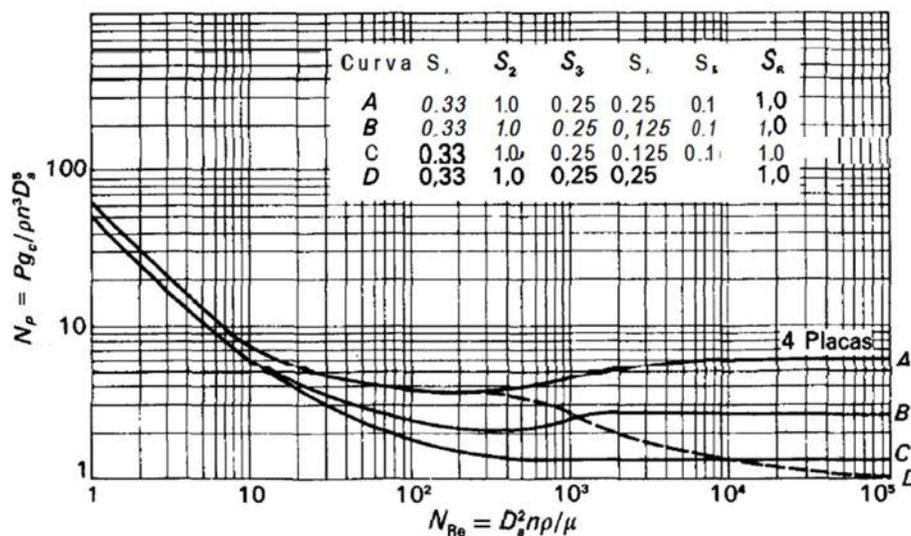


Figura 5.23: Gráfica de Po vs. Re , para diversos tipos de agitadores

Surge entonces un valor de $Po = 6$, y la potencia hidráulica se despeja como:

$$P = Po n^3 D_a^5 \rho = 6 (12.471 \text{ rps})^3 (0.077 \text{ m})^5 726.6 \text{ kg/m}^3 = 22.89 \text{ W}$$

Tal como se hizo previamente, es necesario tener en cuenta la eficiencia con la que el motor transforma la energía eléctrica en energía hidráulica. En el sitio web electricaplicada.com se consignan numerosos datos de eficiencias para distintos tipos

de motores. Aproximadamente, se considera un valor del 85%. Así, la potencia eléctrica consumida por el motor resulta:

$$Potencia = \frac{P}{\eta} = \frac{22.89 \text{ W}}{0.85} = 26.93 \text{ W} = 96.95 \text{ kJ/h}$$

5.4.4.- Válvulas de expansión/reductoras de presión

Se requieren válvulas de este tipo para disminuir la presión de ciertas corrientes:

- A la salida del reactor, se busca reducir la presión desde 300 atm hasta 5 atm. Esto tiene como objetivo facilitar la separación de gases en los separadores flash, además de reducir el costo de los equipos y cañerías aguas abajo del reactor (el espesor de los mismos disminuye).
- A la entrada de la primera torre de destilación, la presión pasa de 5 atm a 0.1 atm, presión de operación de las torres..

Ante la ausencia de otras opciones de válvulas capaces de manejar presiones y temperaturas tan elevadas como las del proceso bajo estudio, se considera adecuada la válvula de diafragma de acero inoxidable modelo 1301F de la compañía Emerson. En la Tabla 5.17, se reportan las características que la convierten en potencialmente útil:

Tabla 5.17: Información sobre la válvula reguladora de presión

| | |
|--------------------|-----------------------------------|
| Tipo | De diafragma |
| Función | De regulación de presión |
| Temperatura | Máx: 204 °C Mín: -29°C |
| Presión | Máx: 414 bares Mín: 0.69 bares |

En la figura 5.24 se muestra la válvula reguladora:



Figura 5.24: Fotografía de la válvula reguladora de presión 1301F de Emerson

5.5.- Bibliografía

- Información sobre la provisión de H₂ en tanques, disponible en: <https://www.ariema.com/almacenamiento-de-h2>
- R. E. Treybal, "Operaciones de Transferencia de Masa". Segunda Edición. Ed McGraw Hill
- Registro meteorológico de la Ciudad de Buenos Aires (1991 - 2021), disponible en: <https://www.estadisticaciudad.gob.ar/eyc/?cat=263>
- I. C. Kemp, "Pinch Analysis and Process Integration". Second Edition. Ed Elsevier.
- Mutzall, K. M. K., et. al. "High-Pressure Hydrogenation of Fatty Acid Esters to Fatty Alcohols". Berlín, Alemania. 1966.
- T. L. Brown, H. E. LeMay Jr., B. E. Bursten, J. R. Burdge, "Química, La Ciencia Central". Novena Edición. Ed Pearson Prentice Hall.
- F. O. Cedeño Gonzáles, et. al. "Estudio de la densidad y la viscosidad de algunos ácidos grasos puros", 1999. Disponible en: <https://digital.csic.es/bitstream/10261/22004/1/691.pdf>
- Información sobre compresor marca Sauer Compressors, disponible en: <https://www.directindustry.com/prod/jp-sauer-sohn-maschinenbau-gmbh/product-5707-2304478.html>
- Catálogo de bombas marca Flowserve, disponible en: <https://www.flowserve.com/sites/default/files/2016-07/fpd-100-e.pdf> (páginas 34 y 36)
- Hoja de seguridad del catalizador, disponible en: [https://www.oxfordlabchem.com/msds/\(C-03008\)%20COPPER%20\(II\)%20CHROMITE.pdf](https://www.oxfordlabchem.com/msds/(C-03008)%20COPPER%20(II)%20CHROMITE.pdf)
- Información sobre los fluidos térmicos Duratherm, disponible en: <https://durathermfluids.com/heat-transfer-fluid/>
- Hoja de seguridad del alcohol estearílico, disponible en: <https://www.carlroth.com/medias/SDB-8663-ES-ES.pdf?context=bWFzdGVyfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0c3wzMzcwMzR8YXBwbGljYXRpb24vcGRmfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0cy9oOTUvaGVkLzg5NTA5MTgyODMyOTQucGRmfDJiNWJkNGY3OGMxMmYyNzJkMjNkNj>

M1ODBINzY3OGQ4YTMzZTg0NzhjNzg3Zjl4ZGY5MjM3ZDg2OWM0ZGZkOTg

- Listado de empresas radicadas en el Parque Industrial “Unión Industrial Quilmes”, disponible en: <https://pitq.com.ar/empresas-radicadas/>
- Catálogo de productos de la empresa Hedaly Laboratorios S.A., disponible en: <https://hedalysa.com.ar/index.html>
- Glosario de Ingredientes de Nivea, disponible en: <https://www.nivea.cl/nosotros/sustentabilidad/glosario-de-ingredientes?>
- Norma de Calidad del Gas Natural, ENARGAS, 2019, disponible en: <https://www.enargas.gob.ar/secciones/normativa/pdf/normas-discusion/NAG-602.pdf>
- Artículo: “Cómo mejorar la eficiencia de las bombas centrífugas”, disponible en: <https://tecnologiaparalaindustria.com/como-mejorar-la-eficiencia-energetica-de-las-bombas-centrifugas/>
- Reactor de hidrogenación: https://www.alibaba.com/product-detail/High-quality-ASME-standard-hydrogenator-reactor_1600121328550.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.284d46d
- Caldera de vapor Vulcano: https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-839972926-caldera-vapor-vulcano-nueva-800-kgsh-JM#position=17&search_layout=stack&type=item&tracking_id=0464b60d-bb00-4740-8c0d-a5be8cc72946
- Bombas Lewa de alta temperatura: <https://guiadebombas.com/bombas-para-uso-a-alta-temperatura-de-lewa/>
- Catálogo de reguladores de alta presión: <https://www.emerson.com/es-mx/catalog/fisher-1301f-1301g-es-mx>
- Apuntes de cátedra de la asignatura “Procesamiento de Sólidos/Procesamiento de Alimentos II” de la Universidad Nacional del Sur; Capítulo 6: “Transporte Neumático”. Disponible en: <http://www.criba.edu.ar/cinetica/solidos/Capitulo6.pdf>
- Información sobre la válvula rotativa dosificadora de paso horizontal de Industrias Tomadoni S.A., disponible en:

http://www.tomadoni.com/imagenes/publicidad/1410801422_701%20-%20Valvula%20Rotativa%20-%20Paso%20Horizontal.pdf

- Eficiencia de los compresores, disponible en: <https://www.jmcampbell.com/tip-of-the-month/spanish/?p=1588>
- “Eficiencia en calderas y combustión”, Comisión Nacional para el Ahorro de Energía (CONAE), México. Disponible en: <https://es.slideshare.net/ernestopando/eficiencia-en-calderas-y-combustion>
- Calderas de fluido térmico Pirobloc: <https://www.pirobloc.com/productos/calderas-de-fluido-termico/>

5.6.- Anexo

5.6.1.- Torre de enfriamiento de agua

A continuación, se muestran los datos de T_{bh} correspondientes a los meses desde diciembre hasta marzo del período 1991 - 2021. Adicionalmente, para cada celda, se muestra el porcentaje sobre el número total de meses que cumple con igualar o superar la T_{bh} en cuestión.

| Año | Enero | | Febrero | | Marzo | | Diciembre | |
|------|----------|-------|----------|-------|----------|-------|-----------|-------|
| | T_{bh} | % | T_{bh} | % | T_{bh} | % | T_{bh} | % |
| 1991 | 28,4 | 59,35 | 27,8 | 70,73 | 27,6 | 73,98 | 27,8 | 70,73 |
| 1992 | 28,5 | 55,28 | 29 | 45,53 | 27,4 | 78,05 | 27,7 | 72,36 |
| 1993 | 30,7 | 11,38 | 27 | 84,55 | 28 | 66,67 | 25,8 | 95,93 |
| 1994 | 28,4 | 59,35 | 28,9 | 47,97 | 26,6 | 89,43 | 30,7 | 11,38 |
| 1995 | 29,4 | 37,40 | 28,4 | 59,35 | 27,4 | 78,05 | 30,1 | 23,58 |
| 1996 | 30,1 | 23,58 | 28,9 | 47,97 | 28,5 | 55,28 | 29,6 | 33,33 |
| 1997 | 31,5 | 2,44 | 28,4 | 59,35 | 27,7 | 72,36 | 26,7 | 86,99 |
| 1998 | 27,2 | 81,30 | 26,2 | 91,87 | 25,6 | 97,56 | 28,4 | 59,35 |
| 1999 | 27,4 | 78,05 | 27,9 | 68,29 | 27,2 | 81,30 | 29,8 | 30,08 |
| 2000 | 30,5 | 14,63 | 29,2 | 41,46 | 26,5 | 90,24 | 28,8 | 48,78 |
| 2001 | 30,2 | 20,33 | 29,9 | 28,46 | 26,9 | 86,18 | 27,8 | 70,73 |
| 2002 | 29,6 | 33,33 | 28,3 | 60,16 | 25,9 | 94,31 | 27,3 | 78,86 |
| 2003 | 30,7 | 11,38 | 28,5 | 55,28 | 27 | 84,55 | 27,2 | 81,30 |
| 2004 | 30,4 | 17,89 | 28,1 | 65,04 | 28,5 | 55,28 | 28,2 | 62,60 |
| 2005 | 31,2 | 5,69 | 28,5 | 55,28 | 26,1 | 92,68 | 28,1 | 65,04 |
| 2006 | 29,2 | 41,46 | 28,9 | 47,97 | 25,3 | 99,19 | 29,6 | 33,33 |
| 2007 | 29,4 | 37,40 | 30,1 | 23,58 | 26 | 93,50 | 29,3 | 39,84 |
| 2008 | 30,6 | 13,82 | 29,9 | 28,46 | 26,6 | 89,43 | 29,3 | 39,84 |

| Año | Enero | | Febrero | | Marzo | | Diciembre | |
|------|-----------------|-------|-----------------|-------|-----------------|--------|-----------------|-------|
| | T _{bh} | % | T _{bh} | % | T _{bh} | % | T _{bh} | % |
| 2009 | 31,1 | 7,32 | 29,9 | 28,46 | 28,2 | 62,60 | 27 | 84,55 |
| 2010 | 31,1 | 7,32 | 28,2 | 62,60 | 27,6 | 73,98 | 30,6 | 13,82 |
| 2011 | 30,6 | 13,82 | 28,6 | 50,41 | 27,4 | 78,05 | 28,1 | 65,04 |
| 2012 | 31,8 | 1,63 | 30 | 25,20 | 26,6 | 89,43 | 29,9 | 28,46 |
| 2013 | 30,3 | 19,51 | 29,1 | 43,09 | 25,2 | 100,00 | 32,5 | 0,81 |
| 2014 | 31,2 | 5,69 | 27 | 84,55 | 25,5 | 98,37 | 29 | 45,53 |
| 2015 | 29,4 | 37,40 | 29,5 | 34,96 | 28 | 66,67 | 29,8 | 30,08 |
| 2016 | 31 | 8,13 | 31,2 | 5,69 | 25,8 | 95,93 | 30,8 | 8,94 |
| 2017 | 30,4 | 17,89 | 30,1 | 23,58 | 26,9 | 86,18 | 30,3 | 19,51 |
| 2018 | 31,4 | 3,25 | 30,4 | 17,89 | 27,9 | 68,29 | 27,4 | 78,05 |
| 2019 | 29,3 | 39,84 | 29,1 | 43,09 | 25,6 | 97,56 | 29,5 | 34,96 |
| 2020 | 30 | 25,20 | 29,6 | 33,33 | 28,6 | 50,41 | 29 | 45,53 |
| 2021 | 30,4 | 17,89 | 28,5 | 55,28 | 26,3 | 91,06 | - | - |

Como se observa, la T_{bh} que es igualada o superada únicamente el 5.69% de las veces es 31.2°C, valor que se empleó para el diseño.

CAPÍTULO 6

Evaluación económica



Capítulo 6

6.1.- Resumen ejecutivo

Se determinó, en primer lugar, el valor de la inversión total a partir de los valores de la inversión fija total (*Ift*) y la inversión en capital de trabajo (*Iw*).

La inversión fija total se compone de los valores de la inversión fija y el terreno. Para el primer valor, se hizo uso del método de los factores, resultando de una inversión fija de **11.543.567 USD** . Por otro lado, el terreno representa un monto de **2 600 000 USD** . Se tiene entonces una inversión fija total de **14.143.567 USD** . Siendo la inversión en capital de trabajo un 10% de la inversión fija total, se tiene entonces una inversión total de **15.557.924 USD**.

Para los costos fijos, se han considerado:

- Costos de inversión
- Costos de ventas y distribución
- Costos de dirección y administración
- Costos de investigación y desarrollo

El costo de inversión se determinó a partir de los costos de depreciación, impuestos y seguros, resultando de **816.408 USD/año**, **173.153,5 USD/año** y **86.577 USD/año**, respectivamente.

El costo de financiación no se ha tenido en cuenta, considerando que el capital empleado en el proyecto es propio.

El costo de ventas y distribución resultó de **550.766,25 USD/año** .

El costo de dirección y administración resultó de **20.789,7 USD/año**.

El costo de investigación y desarrollo se estimó en **605.842,9 USD/año**.

Por otro lado, se tuvieron en cuenta los cargos fijos impuestos por las empresas proveedoras de servicios de gas y electricidad, resultando en 3273,4 *USD/año*

De esta manera, resulta un total de **2.256.810,7 *USD/año en costos fijos.***

Por otro lado, los costos variables se componen de:

- Costo de materia prima (catalizador e hidrógeno fresco)
- Costo de mano de obra directa
- Costo de supervisión
- Costo de servicios (agua, electricidad, gas natural)
- Costo de mantenimiento
- Costo de suministros
- Costo de laboratorio
- Costo de regalías y patentes

Resulta un total de **10.573.264,4 *USD/año de costos variables.***

El análisis de la rentabilidad del proyecto se ha hecho mediante el cálculo del **valor presente** y el **tiempo de repago**. Los resultados determinaron que, para una tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA) del 20%, el proyecto resultó rentable (valor presente mayor a 0). Además, el tiempo de repago determinado resultó de 1.69 años, menor a la mitad de vida útil del proyecto.

En el presente capítulo se considera a la planta operando a su capacidad nominal, es decir, produciendo la cantidad que se compromete para abastecer al mercado (tomando una Eficiencia Global de Proceso del 79,1%). Es importante hacer notar que los números se escribirán con punto para separar en miles, y con coma para separar los decimales.

6.2.- Inversión (CapEx)

La investigación del mercado permite establecer la probable cuantía de los productos (bienes industriales y servicios) a vender y como consecuencia de ello fija las bases mínimas para determinar la capacidad de la planta industrial/empresa de servicios a instalar, es decir, relacionada directamente con la inversión; ésta a su vez influye sobre los costos de producción, los que pueden afectar, dentro de ciertos límites, los precios de venta, los cuales a su vez, y a través de la elasticidad demanda-precio, pueden modificar el tamaño del mercado, con lo que se reiniciaría el ciclo.

Como principio de orden general se establece que todo estudio de prefactibilidad está basado en un análisis previo del mercado, que es el que deberá dar la respuesta a las siguientes preguntas:

- ¿Cuánto se puede vender?
- ¿A qué precio se puede vender?

En base a los puntos anteriores se puede determinar la capacidad a instalar del proyecto en estudio, iniciándose entonces las evaluaciones que permitan llegar a aconsejar o no dicha inversión.

6.2.1.- Inversión total

La cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación, ya sea de bienes industriales o servicios, es conocida como "inversión" de la empresa. Dicha inversión se puede integrar por capital propio, créditos de organismos financieros nacionales y/o internacionales, y de proveedores. La inversión total requerida para realizar y operar el proyecto se compone de dos partes:

- Inversión fija total: cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Es básicamente la suma del valor de todos los activos de la planta. Los activos fijos pueden ser tangibles o intangibles. Los primeros se integran con la maquinaria (que incluye el monto de su montaje), terreno, edificios, instalaciones auxiliares; y los segundos: las patentes, conocimientos técnicos, gastos de organización.
- Inversión en capital de trabajo: comprende las disponibilidades de capital necesario para que una vez que la planta se encuentre instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios técnico-económicos. Es el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, esto es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas. El monto de este capital varía dentro de límites muy amplios, dependiendo de la modalidad del mercado al cual va dirigida la producción, de las características del proceso y las condiciones establecidas por la procedencia y disponibilidades de las materias primas.

La Inversión Fija se divide en componentes directos y componentes indirectos. Cada uno de estos rubros debe estimarse por separado y su magnitud variará considerablemente según la naturaleza del proyecto. En primer lugar, se hace foco en la inversión en los equipos principales del proceso, dado que este monto permite la estimación de la inversión fija, tal como se explica más adelante.

6.2.2.- Equipos principales e instalación de equipos

El equipo ya instalado contempla los siguientes componentes para saber su costo:

- El equipo: dicho costo (FOB, Free On Board) contempla los materiales, la mano de obra para construirlo y transporte hacia el puerto de origen.
- Traslado y nacionalización: Si el equipo se compra en el exterior, este costo considera el cargo de flete, seguros e importación.

- **Instalación:** Una vez que el equipo llega a la planta, debe ser instalado por personal especializado. Contrario a esto, la empresa proveedora no se hará cargo ante fallas.

La estimación de los costos de los equipos (a excepción de los que se indican con un asterisco *) se realiza a través de la página web “Equipment Cost” de Mc Graw Hill. Los mismos corresponden al año 2002, por lo cual deben ser actualizados mediante el uso del “factor de tiempo” o “índice de costos”, según la siguiente ecuación:

$$\text{Precio presente} = \text{Precio original} * \frac{\text{índice a tiempo presente}}{\text{índice al tiempo del precio original}}$$

Los índices de costos fueron extraídos de la base de datos económicos del Banco de St Louis (visitando el sitio web <https://fred.stlouisfed.org/>). En la Tabla 6.1 se consignan los precios de los equipos actualizados al año 2021, para las capacidades correspondientes. En la columna de la derecha figuran los precios que contemplan la importación (junto con el flete marítimo y el seguro pertinente) y la instalación de los equipos. Ya que el proceso opera bajo condiciones severas (altas temperatura y presión), se asume un costo de instalación que incrementa los precios en un 55%. En cuanto a los gastos de transporte internacional y trámites de importación, se va a asumir la simplificación de que generan el incremento del valor en un 30%. Esto se hace dado que, aunque es posible encontrar una descripción detallada de los rubros que hay que considerar para el cálculo (por ejemplo, en el sitio web icontainers.com), no se cuenta con información sobre diversos parámetros, como son los porcentajes del costo CIF (costo + flete + seguro) que debe abonarse como aranceles, y los gastos portuarios, entre varios otros.

Tabla 6.1: Precios de los equipos principales del proceso

| Equipo | Precio equipo 2021 (U\$D) | Precio equipo puesto en planta e instalado 2021 (U\$D) |
|--|----------------------------------|---|
| Reactor | 323.679 | 652.213 |
| Separador caliente | 9.467 | 19.076 |
| Separador frío | 5.759 | 11.605 |
| Centrífuga | 93.316 | 188.032 |
| Compresor (reciclo H2) | 125.268 | 194.165 |
| Compresor (H2 fresco) | 19.910 | 30.861 |
| Bomba (ácidos grasos) | 42.706 | 86.052 |
| Bomba (reciclo alcoholes) | 44.192 | 89.046 |
| Bomba 1 fondo torre destilación | 2.200 | 3.408 |
| Bomba 2 fondo torre destilación | 2.250 | 3.487 |
| Tanque de mezclado con agitador | 13.962 | 28.133 |
| Torre destilación 1 | 31.565 | 48.925 |
| Torre destilación 2 | 56.075 | 86.917 |

| | | |
|---------------------------------------|---------|---------|
| Torre destilación 3 | 16.172 | 25.068 |
| Caldera fluido térmico* | 76.603 | 141.700 |
| Caldera vapor de agua* | 74.240 | 115.072 |
| Torre de enfriamiento de agua* | 9.900 | 19.949 |
| Intercambiador 1 | 65.416 | 101.395 |
| Intercambiador 2 | 171.157 | 265.293 |
| Intercambiador 3 | 14.086 | 21.833 |
| Intercambiador 4 | 4.759 | 7.377 |
| Intercambiador 5 | 32.350 | 50.142 |
| Intercambiador 6 | 46.704 | 179.362 |
| Intercambiador 7 | 14.383 | 22.294 |
| Intercambiador 9 | 4.375 | 6.781 |
| Intercambiador 10 | 8.730 | 13.531 |
| Intercambiador 11 | 7.412 | 11.489 |
| Intercambiador 1c | 4.400 | 6.820 |
| Intercambiador 1r | 9.494 | 14.715 |
| Intercambiador 2c | 4.672 | 7.242 |
| Intercambiador 2r | 20.894 | 32.385 |

| | | |
|--------------------------|------------------|------------------|
| Intercambiador 3c | 4.458 | 6.909 |
| Intercambiador 3r | 12.958 | 20.086 |
| TOTAL | 1.373.512 | 2.511.363 |

Los equipos que no fueron estimados con la herramienta de Mc Graw Hill aparecen listados a continuación. Junto a cada ítem aparece el nombre de la compañía a la cual se realizó la consulta correspondiente:

- Caldera de fluido térmico: provisto por la empresa Pirobloc
- Torre de enfriamiento de agua: provisto por la empresa estadounidense Mesan
- Caldera de vapor: provisto por la empresa Vulcano

El costo de estos equipos fue brindado directamente al ponerse en contacto con la compañía proveedora del equipo. Para el caso de la caldera de fluido térmico, el fabricante brindó una estimación del costo del flete del equipo. En todos los otros casos, se ha considerado este costo con la estimación explicada arriba (a excepción de la caldera de vapor y los compresores, los cuales son provistos por empresas argentinas).

Existe un método llamado “Método de los Factores” elaborado por Chilton, que permite estimar los montos de la inversión directa e indirecta a partir de la inversión en los equipos instalados. La inversión fija puede determinarse entonces en base a la siguiente expresión general:

$$I_F = [I_E (1 + \Sigma f_{dir}) + I_{dir}](1 + \Sigma f_{ind}) + I_{ind}$$

donde:

- I_F es la inversión fija
- I_E es la inversión en equipos instalados (sumatoria de los valores de la Tabla 6.1)
- Σf_{dir} es la sumatoria de los factores correspondientes a componentes directos de la I_F

- Σf_{ind} es la sumatoria de los factores correspondientes a componentes indirectos de la I_F
- I_{dir} es la sumatoria de todos aquellos componentes directos cuyo monto se conoce
- I_{ind} es la sumatoria de todos aquellos componentes indirectos cuyo monto se conoce

En el presente caso no se cuenta con inversiones a incluir dentro de I_{dir} e I_{ind} , sino que se realiza una estimación completa empleando los factores.

Para la determinación de los factores f_{dir} y f_{ind} puede recurrirse a tablas disponibles en bibliografía (como la provista por la cátedra de Ingeniería Económica de la Facultad de Ingeniería de la UNMDP). Los factores seleccionados se muestran en la Tabla 6.2. Dado que no se dispone de valores puntuales sino de rangos, se escogen los números de acuerdo a los criterios enunciados debajo de la tabla.

Tabla 6.2: Factores directos e indirectos para la estimación de I_F

| | Rango | Factor elegido |
|--|---|----------------|
| Componente de la I_F directa | | |
| Tuberías de proceso | <ul style="list-style-type: none"> • Proceso de solidos: 0,07-0,1 • Proceso mixto: 0,1-0,3 • Proceso de fluidos: 0,3-0,6 | 0,3 |
| Instrumentación | <ul style="list-style-type: none"> • Poco automatizado: 0,02-0,05 • Parcialmente automatizado: 0,05-0,1 • Complejo, centralizado: 0,1-0,15 | 0,125 |

| | | |
|---|--|-------|
| Edificios de fabricación | <ul style="list-style-type: none"> • Abierta: 0,05-0,2 • Semiabierta: 0,2-0,6 • Cerrada: 0,6-1,0 | 0,80 |
| Plantas de servicios | <ul style="list-style-type: none"> • Escasa adición a las existentes: 0,0-0,05 • Adición considerable a las existentes: 0,05-0,25 • Plantas de servicios totalmente nuevas: 0,25-1,00 | 0,625 |
| Conexiones entre unidades | <ul style="list-style-type: none"> • Unidades de servicios: 0,0-0,05 • Unidades de proceso separadas: 0,05-0,15 • Unidades de proceso dispersas: 0,15-0,25 | 0 |
| Componente de la I_F indirecta | | |
| Ingeniería y construcción | <ul style="list-style-type: none"> • Inmediata: 0,2-0,35 • Compleja: 0,35-0,50 | 0,425 |
| Factores de tamaño | <ul style="list-style-type: none"> • Grande: 0,0-0,05 • Pequeña: 0,05-0,15 • Experimental: 0,15-0,35 | 0,117 |
| Contingencias | <ul style="list-style-type: none"> • De la compañía: 0,1-0,2 • Variaciones imprevistas: 0,2-0,3 • Procesos exploratorios: 0,3-0,5 | 0,27 |

La justificación de la elección de los factores se explica a continuación:

- Tuberías de proceso: Se trabaja con corrientes de fluidos y de sólidos (catalizador). Se elige el máximo valor del rango mixto ya que las corrientes de fluido son la mayoritarias.
- Instrumentación: Al tener condiciones de altas temperaturas y presiones se elige el valor medio del rango de instrumentación compleja.
- Edificios de fabricación: Este componente incluye los gastos de mano de obra, materiales, y suministros involucrados en la construcción de todos los edificios (obras civiles para el proceso, oficinas, administración, talleres de

mantenimiento) conectados con la planta. Se incluyen los servicios para los edificios de: plomería, instalación eléctrica, ventilación y aire acondicionado.

Por ello se considera el valor medio del rango para la edificación cerrada.

- Plantas de servicios: Se considera plantas de servicio totalmente nuevas ya que al manejar grandes magnitudes se requiere uso exclusivo de los servicios.
- Conexión entre unidades: Los equipos y servicios a utilizar se encuentran dentro del mismo sitio.
- Ingeniería y construcción: Estos gastos corresponden no sólo al pago de los servicios técnicos y administrativos necesarios para dirigir y administrar el proyecto durante la construcción, sino también incluyen todo el trabajo de ingeniería general, confección de planos y las actividades necesarias para preparar los planos finales de construcción y especificaciones para licitar o contratar diversas tareas o equipos. Es por ello que se elige el valor medio del rango de Ingeniería compleja.
- Factores de tamaño: Por el tamaño de los equipos se considera el valor medio del rango de Unidad pequeña.
- Contingencias: se considera el valor medio del rango de variaciones imprevistas.

Con los factores se puede efectuar el cálculo de I_F :

$$I_F = 2.511.363 \times (1 + 1,85) \times (1 + 0,812) = 12.969.181 \text{ USD}$$

6.2.3.- Inversión fija total

El cálculo de la inversión fija total surge de la suma de la inversión fija más el valor del terreno:

$$I_{FT} = I_F + \text{terreno} = 12.969.181 \text{ USD} + 2.600.000 \text{ USD} = 15.569.181 \text{ USD}$$

Este valor se obtuvo de una publicación en Mercado Libre, en la cual se ofrecía un terreno en el Parque Industrial Tecnológico Quilmes.

6.2.4.- Inversión en capital de trabajo, I_W

Existen diversas formas de estimar I_W , entre ellas emplear un porcentaje de I_{FT} o calcular un valor basado en los costos de producción. Dado que se dispone de la estimación de la inversión fija total, se opta por la primera alternativa. Para ello, se asume un porcentaje del 10%:

$$I_W = 0.1 \times I_{FT} = \mathbf{1.556.918 \text{ USD}}$$

Finalmente, se llega al monto correspondiente a la Inversión Total, I_T :

$$I_T = I_{FT} + I_W = 17.126.099 \text{ USD}$$

6.3.- Costo de producción

A continuación se analizan los distintos componentes del costo de producción de la planta.

6.3.1.- Costos variables

Se trata de aquellos costos que varían proporcionalmente con el nivel de producción del establecimiento. Como se menciona posteriormente en este capítulo, se proyecta que la planta alcance diferentes valores de producción durante los primeros dos años de su vida útil; esto implica que los costos enumerados abajo varían en magnitud. Para ilustrar su cálculo, el mismo se realiza para un 100% de uso de la capacidad nominal (oportunamente se aplica la fracción de la capacidad total correspondiente a cada año de trabajo). Adicionalmente, para poder llevar todos los montos a dólares estadounidenses, la cotización considerada es 120 \$/USD, tal como lo informa el Banco Central de la República Argentina.

Los costos variables están compuestos por los siguientes:

6.3.1.1.- Costo de materia prima

Dado que la corriente inicial de ácidos grasos con impurezas proviene de un sector productivo de la misma compañía, se utiliza el análisis económico obtenido en 2020 por Marascio E., Pellasio M. y Rodríguez L. en su trabajo final de grado para el costo de los ácidos y luego se calcula el costo del catalizador y del hidrógeno, que se compra en tanques.

6.3.1.1.1.- Corriente de alimentación

En la Tabla 6.3 se muestran los componentes del costo de producción de los ácidos grasos y en la Tabla 6.4 la producción anual de cada uno de ellos.

Tabla 6.3: Costos de producción de los ácidos grasos.

| Costos variables | U\$/año | Costos fijos | U\$/año |
|-------------------------------|----------------|--|----------------|
| Costo de materia prima | 2.248.538,0 | Costos de Depreciación | 991.233,4 |
| Costo de envases | 572.035,3 | Costos de impuestos | 330.411,2 |
| Costo de mano de obra | 452.513,1 | Costos de seguros | 165.250,6 |
| Costo de supervisión | 79.189,8 | Costo de ventas y distribución | 874.009,9 |
| Costo de servicios | 398.847,7 | Costo de Dirección y Administración | 178.869,6 |
| Costo de mantenimiento | 179.418,8 | Costo de Investigación y Desarrollo | 400.822,7 |

| | | | |
|-------------------------------------|--------------------|--------------|--------------------|
| Costo de suministros | 165.205,6 | | |
| Costo de laboratorio | 49.776,4 | | |
| Costo de regalías y patentes | 0 | | |
| Total | 4.145.524,9 | Total | 2.897.436,0 |

El costo total de producción de los ácidos grasos es de 7.042.960,9 U\$D/año.

Tabla 6.4: Producción de ácidos grasos

| Producto | Precio de venta (U\$D/ton) | Producción (ton/año) |
|------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------|
| Ácido oleico al 80% | 945 | 8.098,9 |
| Ácido esteárico al 90% | 840 | 1.997,3 |
| Ácido palmítico al 95% | 820 | 4.286,9 |
| Emulsificante GMS 40 | 1220 | 4.607,7 |
| Harina de carne (chicharrón) | 371,5 | 11.947,0 |

$$C_{ALIMENTACIÓN} = 2.897.436 \frac{USD}{año} + \frac{4.145.524,9 USD/año}{14.383,1 ton ácidos/año} \times 13.098,96 \frac{ton ácidos}{año}$$

$$C_{ALIMENTACIÓN} = 6.672.843,6 \frac{USD}{año}$$

6.3.1.1.2.- Catalizador

El catalizador sólido gastado debe ser retirado y repuesto a razón de 7,31 kg/h. Si la planta trabaja 345 días del año (considerando paradas de mantenimiento y contingencias), se necesitan 60.526,8 kg de catalizador anualmente. Se encontró que este material puede ser comprado a 41,2 USD/kg al fabricante Chongqing Chuandong Chemical Group Co.; por lo tanto:

$$C_{CATALIZADOR} (100\%) = 60.526,8 kg/año \times 41,2 USD/kg = 2.493.704 USD/año$$

Dado que el costo de catalizador es elevado, se analizará posibles alternativas en la sección de Costo de Investigación y Desarrollo.

6.3.1.1.3.- Hidrógeno

El requerimiento de hidrógeno fresco del proceso es de 28,48 kg/h. Dicho gas se adquiere contenido en cilindros a presión (generalmente, 200 atm). Para estimar esta parte del costo, se realizó una consulta a la empresa Air Liquide, con presencia en el país, que provee gases para diversas industrias. Fue informado que el precio en Argentina puede estar entre los 2 USD y 3 USD por metro cúbico de H₂ por lo que, para los cálculos del presente capítulo, se asume que dicho valor es igual a 2,5 USD/m³. Esto da lugar a un gasto para la compra de H₂ de:

$$\text{Caudal volumétrico de hidrógeno fresco} = \frac{28,48 \text{ kg/h}}{14,65 \text{ kg/m}^3} = 1,95 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$C_{H_2}(100\%) = 1,95 \text{ m}^3/\text{h} \times 2,5 \text{ USD/m}^3 = 4,875 \text{ USD/h} = 40.365 \text{ USD/año}$$

Surge entonces que el costo de materia prima es:

Costo de materia prima final

= Costo de alimentación de ácidos + costo de catalizador+...

$$\dots + \text{costo de hidrógeno} = 9.206.912,6 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

6.3.1.2.- Costo de envases

Con respecto a la comercialización de los alcoholes grasos, los mismos se venden en forma de pellets dentro de bolsones "Big Bag". La empresa BagCorp ofrece dichos bolsones de polipropileno tejido de 2,12 m³. En la Figura 6.1 aparece el modelo de envase considerado. El costo individual de cada envase es de U\$D35,07.



Figura 6.1: Big Bag ofrecido por BagCorp

Para conocer cuántos envases se necesitan para la producción proyectada, es necesario tener en cuenta la densidad aparente de los pellets (la cual considera los espacios vacíos entre las partículas). La misma se obtiene de las hojas de seguridad de los alcoholes cetílico y estearílico (elaboradas por Carl Roth), siendo 430 y 500 kg/m³ respectivamente. El costo de envases resulta de la suma del necesario para cada uno de los alcoholes, siendo la producción anual igual a 3.420 toneladas para el cetílico y 8.671,5 toneladas para el estearílico.

- Envases para alcohol cetílico:

$$\text{Masa de alcohol por envase} = 2,12 \text{ m}^3 \times 430 \text{ kg/m}^3 = 911,6 \text{ kg}$$

$$\text{Nro. envases por año} = \frac{3.420.000 \text{ kg/año}}{911,6 \text{ kg/envase}} = 3.752 \text{ envases/año}$$

$$\text{Costo}_1 = 3.752 \text{ env/año} \times 35,07 \text{ USD/env} = 131.582,6 \text{ USD/año}$$

- Envases para alcohol estearílico:

$$\text{Masa de alcohol por envase} = 2,12 \text{ m}^3 \times 500 \text{ kg/m}^3 = 1.060 \text{ kg}$$

$$Nro. envases por año = \frac{8.671.500 \text{ kg/año}}{1.060 \text{ kg/envase}} = 8.181 \text{ envases/año}$$

$$Costo_2 = 8.181 \text{ env/año} \times 35,07 \text{ U\$D/env} = 286.907,7 \text{ USD/año}$$

Por lo tanto, el costo de envases es:

$$Costo_{envases}(100\%) = 418.490,3 \text{ USD/año}$$

6.3.1.3.- Costo de mano de obra directa

Para estimar este rubro del costo de producción, se procede a multiplicar la cantidad de horas hombre requeridas por el precio de una hora hombre individual (contemplando las cargas sociales). El valor de la hora hombre sin cargas sociales se obtiene a partir de la información brindada por la Federación de Sindicatos de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas de la República Argentina (FESTIQyPRA) el cual brinda la información del precio de la hora hombre para operarios de industrias químicas, según el grado de antigüedad, para los distintos períodos del año. Considerando el precio de hora hombre para personal “inicial” (sin antigüedad) y categoría A (personal encargado de realizar tareas en la planta / secciones productivas, con necesidad de conocimiento del proceso productivo), se tiene el valor de \$212,16.

Las cargas sociales se obtienen de la página web del Ministerio de Trabajo, en la cual figura la Tabla 6.5 donde se especifica qué porcentaje del salario deben pagar tanto el empleador como el trabajador:

Tabla 6.5: Aportes y Contribuciones - Seguridad Social

| Contribuciones | Empleador | Trabajador |
|----------------------------|------------------------|------------|
| Jubilación | 16% | 11% |
| PAMI | 2% | 3% |
| Obra Social | 6% | 3% |
| Fondo Nacional de Empleo | 1,5% | - |
| Seguro de Vida Obligatorio | 0,3% | - |
| ART | (Lo que cotice la ART) | - |

Así, surge un total de 25.8% del sueldo que debe ser abonado por el empleador en concepto de aportes y contribuciones relacionados a la seguridad social. Esto da lugar a un costo de la hora hombre contemplando las cargas sociales igual a:

$$C_{hh} = 1.258 \times 212,16 \$/hh = 267 \$/hh$$

La cantidad de horas de trabajo de la mano de obra directa puede determinarse a partir de los gráficos elaborados por Wessel, tal como el que se muestra en la Figura 6.2.

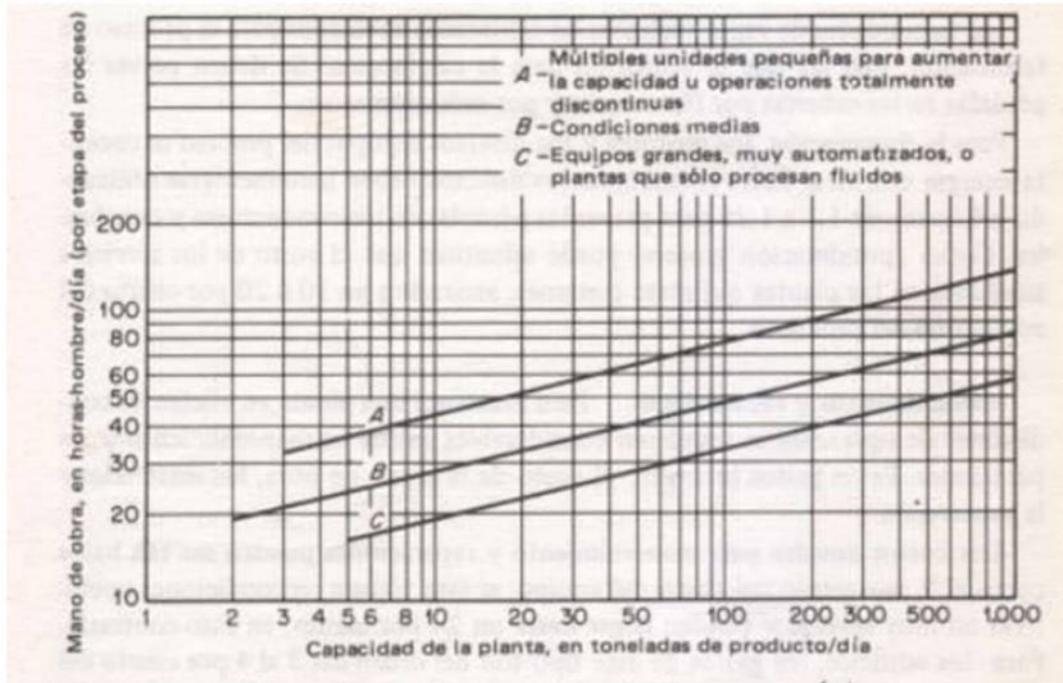


Figura 6.2: Requerimientos de mano de obra en industrias de procesos químicos

Se ve que la abscisa está dada por la capacidad de producción de la planta en toneladas por día, y que la ordenada corresponde a la cantidad de horas hombre requeridas por día y por etapa del proceso. En la figura aparecen tres rectas diferentes, dependiendo del nivel de complejidad tecnológica del proceso bajo estudio. En el presente caso, dado que las presiones y temperaturas de trabajo son elevadas, se considera que el proceso es altamente automatizado, para reducir la cantidad de personas en contacto con los equipos. Así, la curva sobre la que se lee es la “C”.

Para ingresar al gráfico, se determina la producción nominal de alcoholes estearílico y cetílico de la planta en toneladas por día:

$$\text{Capacidad de la planta} = 36 \text{ ton/día}$$

Leyendo sobre la curva C, se obtiene:

$$\text{Cantidad de horas hombre} = 25 \frac{hh}{\text{día} \times \text{etapa}}$$

Considerando que el proceso consiste en tres etapas principales (reactor, tanques de separación flash y torres de destilación), se llega a que la cantidad diaria requerida de horas hombre es:

$$\text{Cantidad de horas hombre} = 75 \text{ hh/día}$$

$$\text{Cantidad de operarios} = \frac{75 \text{ hh/día}}{8 \text{ hh/turno} \times 3 \text{ turnos/día}} = 4 \text{ operarios por turno}$$

Multiplicando ahora por el salario de un operario industrial más las cargas sociales, resulta una cantidad de dinero anual de:

$$\text{Salarios (100\%)} = 20.025 \text{ \$/día} = 6.908.625 \text{ \$/año} = 57.572 \text{ USD/año}$$

A este costo, correspondiente al trabajo durante todo el año, debe adicionarse el monto del Sueldo Anual Complementario o aguinaldo de los trabajadores. Este monto, considerando un mes de trabajo de 30 días, resulta:

$$\text{Total de S.A.C} = 30 \text{ días} \times 75 \text{ hh/día} \times 267 \text{ \$/hh} = 600.750 \text{ \$} = 5.006,3 \text{ USD}$$

Luego, se consideran 4 empleados extra para cubrir la posición de franqueros teniendo en cuenta que los mismos van a cubrir un franco semanal reemplazando a un empleado. Resumiendo, un franquero ocupa el lugar de un operario del primer turno, al día siguiente ocupa el lugar de otro operario del turno siguiente y se repite para el último turno.

$$\begin{aligned} \text{Costo franqueros} &= 3 \frac{\text{días}}{\text{semana}} \times 4 \frac{\text{semanas}}{\text{mes}} \times 8 \frac{\text{hh}}{\text{dia}} \times 267 \frac{\$}{\text{hh}} \times 4 \text{ franqueros} = \\ & 102.528 \frac{\$}{\text{mes}} = 854,4 \frac{\text{USD}}{\text{mes}} \\ \text{Costo franqueros anual} &= 6.720,6 \frac{\text{USD}}{\text{año}} \end{aligned}$$

Así, el costo de mano de obra es:

$$C_{MO} (100\%) = 69.299 \text{ USD/año}$$

6.3.1.4.- Costo de supervisión

Comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. La magnitud de la supervisión del proceso que se implementa en una planta está estrechamente vinculada con la cantidad total de mano de obra, la complejidad de la operación y los niveles de calidad de los productos. También en este caso deben incluirse las cargas sociales sobre el sueldo básico. El costo de supervisión puede considerarse como el 10-25% del costo de la mano de obra directa. Se considera un promedio de 17,5%:

$$C_{\text{supervisión}}(100\%) = 0,175 \times C_{MO} = 12.127,3 \text{ USD/año}$$

6.3.1.5.- Costo de servicios

6.3.1.5.1.- Agua: En el Parque Industrial Tecnológico Quilmes se tiene provisión de agua por medio de la empresa AySA. En la página web se tiene acceso a la información sobre las tarifas correspondientes en base a dos categorías principales: residencial y no residencial. Para usuarios no residenciales, el precio del agua es de \$25,5822 por metro cúbico. En la planta bajo estudio se tiene consumo de agua para reponer las pérdidas en los circuitos de la torre de enfriamiento y los sistemas de eyección (en este último caso se supone que se instalan condensadores apropiados para recuperar el vapor motriz y poder separar los alcoholes succionados). Tal como se vio en el Capítulo 5, se tiene un conjunto de intercambiadores de calor que funcionan con agua como corriente fría; sin embargo, el agua que se encuentra

circulando no debe incluirse en el costo dado que la misma se incorpora al sistema durante la puesta en marcha, previa a la operación estacionaria. Asumiendo que el caudal de reposición para los eyectores es igual a un 10% del agua que circula, los consumos de agua resultan:

- Agua de reposición para los sistemas de eyección: 50 kg/h
- Agua de reposición para la torre de enfriamiento: 2.604,6 kg/h

por lo que el costo de la provisión de agua es:

$$C_{agua} = (2.604,6 + 50) \frac{kg}{h} \times \frac{1 m^3}{1000 kg} \times 25,5822 \frac{\$}{m^3} = 67,91 \frac{\$}{h}$$

$$C_{agua}(100\%) = 562.294,8 \frac{\$}{año} = 4.686 USD/año$$

6.3.1.5.2.- Energía eléctrica: En el Parque Industrial Tecnológico Quilmes se tiene provisión de energía eléctrica por parte de la empresa Edesur. En su página web se informan las tarifas, correspondientes a diferentes categorías según el consumo de potencia. En la Tabla 6.6 se resumen los consumos eléctricos de los distintos equipos.

Tabla 6.6: Consumo eléctrico de los equipos

| Operación | Corriente procesada | Eficiencia (%) | Consumo eléctrico (kJ/h) |
|---------------|----------------------------------|----------------|--------------------------|
| Bombeo | Alimentación de ácidos grasos | 75 | 117.489,6 |
| | Reciclo de alcoholes y ésteres | 75 | 144.911,2 |
| | Reciclo de ésteres (0.1 a 1 atm) | 75 | 15,9 |

| | | | |
|--|--------------------------------|---|----------------|
| | Reciclo de ésteres (1 a 5 atm) | 75 | 70,7 |
| | Fluido térmico | El consumo es informado por el fabricante | 42.714 |
| Compresión | Reciclo de H ₂ | 72 | 512.500 |
| | H ₂ fresco | 72 | 93.476,1 |
| Agitación | Reciclo de alcoholes y ésteres | 85 | 76,7 |
| Movimiento de aire (ventilador de la torre de enfriamiento) | Aire atmosférico | El consumo es informado por el fabricante | 15.661,8 |
| Consumo total | | | 926.916 |

La suma de todos los consumos detallados da un resultado de 926.916 kJ/h ó 258 kW. A este valor se le suma un 20% por lo que no haya sido contemplado como consumo; surge un total de 309,6 kW.

La consulta del cuadro tarifario de Edesur para las Grandes Demandas (Tabla 6.7), muestra que para una instalación de baja tensión, con un valor de potencia contratada mayor o igual a 300 kW, el costo de la energía eléctrica viene dado por:

- Cargo fijo = 5.404,2 \$/mes (este componente se incluye junto con los costos fijos)
- Cargo por potencia contratada = 373,43 \$/kWmes
- Cargo por potencia adquirida = 62,43 \$/kWmes
- Cargo variable pico = 8,284 \$/kWh
- Cargo variable resto = 7,938 \$/kWh
- Cargo variable valle = 7,590 \$/kWh

El costo de la energía eléctrica se determina como sigue, considerando horario pico de 18 a 23 hs, horario valle de 23 a 5 hs y horario resto de 5 a 18 hs, y que la potencia contratada es igual a la potencia adquirida:

$$C_{\text{electricidad}}(100\%) = \text{carga por potencia contratada} + \text{potencia adquirida} + \dots$$

$$\dots + \text{carga variable} = 1.329.560 \frac{\$}{\text{año}} + 222.275,8 \frac{\$}{\text{año}} +$$

$$(4.424.153 \frac{\$}{\text{año}} + \dots + 11.022.357,5 \frac{\$}{\text{año}} + 4.864.218,5 \frac{\$}{\text{año}})$$

$$C_{\text{electricidad}}(100\%) = 21.862.564,8 \frac{\$}{\text{año}} = 182.188 \frac{U\$D}{\text{año}}$$

Tabla 6.7: Cuadro tarifario de Edesur, para Grandes Demandas

| TARIFA 3 | | Grandes Demandas (Excepto organismos públicos de Educación y Salud con potencias > 300 kW) | | | | | |
|-------------------------------|------------|--|---------------------------------|---------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|
| CONCEPTO | UNIDAD | BT<300kW potencia contratada | MT<300kW potencia contratada | AT<300kW potencia contratada | BT>=300kW potencia contratada | MT>=300kW potencia contratada | AT>=300kW potencia contratada |
| Cargo Fijo | \$mes | 5.404,20 | 6.722,89 | 8.090,12 | 5.404,20 | 6.722,89 | 8.090,12 |
| Cargo por Potencia Contratada | \$kW - mes | 373,43 | 200,74 | 63,46 | 373,43 | 200,74 | 63,46 |
| Cargo por Potencia Adquirida | \$kW - mes | 62,43 | 77,55 | 76,08 | 62,43 | 77,55 | 76,08 |
| Cargo Variable Pico | \$kWh | 2,646 | 2,515 | 2,412 | 8,284 | 7,873 | 7,550 |
| Cargo Variable Resto | \$kWh | 2,537 | 2,411 | 2,312 | 7,938 | 7,544 | 7,234 |
| Cargo Variable Valle | \$kWh | 2,427 | 2,307 | 2,212 | 7,590 | 7,213 | 6,917 |

6.3.1.5.3.- Gas natural: En el proceso se requiere suministro de gas natural para la operación de dos calderas: la de vapor de agua (que funciona como fluido motriz en los eyectores), y la de fluido térmico (para el calentamiento de las corrientes de proceso). El consumo de gas en cada una de ellas se ha determinado en el Capítulo 5, considerando una eficiencia en el uso del combustible del 76% para la caldera de vapor, y un 95% para la de fluido térmico.

Tabla 6.8: Consumo de gas de las calderas

| Caldera | Eficiencia (%) | Consumo (m ³ /h) |
|----------|----------------|-----------------------------|
| De vapor | 76 | 42,71 |

| | | |
|--------------------------|--|----------|
| De fluido térmico | 95 | 9,48 |
| | Consumo total (m³/h) | 52,19 |
| | Consumo total (m³/día) | 1.252,56 |

Es necesario ahora determinar el precio del gas natural. En la página web del ENARGAS puede consultarse la categoría de usuario a la que pertenece la planta. En este caso, la misma es la llamada Servicio General “G” (SG-G), definida como:

“Servicio General "G" (SG-G): Servicio para usos no domésticos en donde el cliente ha celebrado un contrato de servicio de distribución y/o transporte de gas con una cantidad contractual mínima, la cual en ningún caso puede ser inferior a 1.000 m³/día durante un período no menor a un año.”

El costo del gas se compone de un cargo fijo (que se computa junto con los costos fijos, igual a 28.752,76 \$/mes) y otro variable (el cual depende del consumo, siendo el costo unitario de 0,479852 \$/mes.m³). Resulta entonces:

$$\text{Costo variable}_{gas} = \text{Cargo variable} \times \text{consumo}$$

$$\text{Costo variable}_{gas} = 0,479852 \text{ \$/m}^3 \times 1.252,56 \text{ m}^3/\text{día} \times 345 \text{ días/año}$$

$$\text{Costo variable}_{gas}(100\%) = 207.360 \text{ \$/año} = 1.728 \text{ U\$D/año}$$

6.3.1.6.- Costo de mantenimiento

Este rubro incluye todos aquellos gastos en los que se incurre durante las acciones de mantenimiento llevadas a cabo durante la operación de la planta. Es una buena práctica industrial considerar que el costo de mantenimiento es igual al 2-3% anual del costo de equipos instalados, tomándose un valor promedio de 2,5%:

$$\text{Costo}_{\text{mantenimiento}}(100\%) = 0,025 \times I_E = 0,025 \times 2.511.363 \text{ U\$D}$$

$$Costo_{mantenimiento}(100\%) = 62.784 \text{ USD/año}$$

6.3.1.7.- Costo de suministros

En este costo aparecen los materiales que se emplean durante la operación normal de la planta y que no han sido contemplados en los costos de materia prima, envases o mantenimiento. Algunos ejemplos típicos de estos elementos son los aceites lubricantes y el material de limpieza, entre otros. Este rubro puede estimarse como el 15% del costo de mantenimiento, tal como recomiendan Peter y Timmerhaus. Así, se obtiene:

$$C_{suministros}(100\%) = 0,15 \times C_{mantenimiento} = 9.417 \text{ USD/año}$$

6.3.1.8.- Costo de laboratorio

Este rubro del costo representa el gasto de funcionamiento del laboratorio, en el cual se llevan a cabo análisis químicos que permiten monitorear tanto el desempeño de las etapas del proceso como la calidad del producto final. El costo de laboratorio puede estimarse como un porcentaje (del 2 al 20%) del costo de mano de obra directa. Asumiendo un porcentaje promedio del 11%, se obtiene:

$$C_{laboratorio}(100\%) = 0,11 \times C_{MO} = 0,11 \times 69.299 = 7.622,9 \text{ USD/año}$$

6.3.1.9.- Costo de regalías y patentes

Tal como se mencionó en el Capítulo 3, el reactor en donde se llevan a cabo la esterificación y la hidrogenación tiene una configuración especial, que se describe detalladamente en la patente estadounidense número 3.180.898. Dado que el proceso emplea una invención patentada, se asume que no puede despreciarse el costo de regalías y patentes. Ante la ausencia de datos concretos, este costo puede estimarse como un porcentaje (del 0,5 al 5%) de los ingresos por ventas.

En la Tabla 6.9 se muestran las producciones anuales al 100% de los alcoholes grasos, junto con sus precios (informados por la compañía brasilera Química Anastacio). En el Capítulo 5 se mencionó la posibilidad de vender el alcohol miristílico obtenido como subproducto a una empresa del Parque Industrial Tecnológico Quilmes; es por eso que se debe incluir en el cálculo del ingreso. Se considera el precio de venta del alcohol miristílico como un 25% menos del resto de los alcoholes ya que su pureza es menor debido a la presencia de alcohol cetílico (no se purifica esta corriente porque el tetradecanol no era un producto buscado).

Tabla 6.9: Precio por tonelada y producción anual de los alcoholes grasos

| | Alcohol cetílico | Alcohol estearílico | Alcohol miristílico |
|----------------------|------------------|---------------------|---------------------|
| Precio (USD/ton) | 1.800 | 1.800 | 1.350 |
| Producción (ton/año) | 3.420 | 8.671,5 | 197 |

Los ingresos por ventas al 100% de capacidad se obtienen de:

$$\begin{aligned}
 V(100\%) &= 1.800 \frac{USD}{ton} \times (3.420 + 8.671,5) \frac{ton}{año} + 1.350 \frac{USD}{ton} \times 197 \frac{ton}{año} \\
 &= 22.030.650 \text{ USD/año}
 \end{aligned}$$

Considerando un porcentaje promedio del 2,75% para el costo de regalías y patentes:

$$C_{patentes}(100\%) = 0,0275 \times Ventas = 605.842,9 \text{ USD/año}$$

6.3.1.10.- Distribución de los costos variables

El total de los costos variables es de 10.581.098 USD/año. En la Figura 6.3 se observa la distribución de costos variables, siendo mayoritario el costo de la Materia Prima.

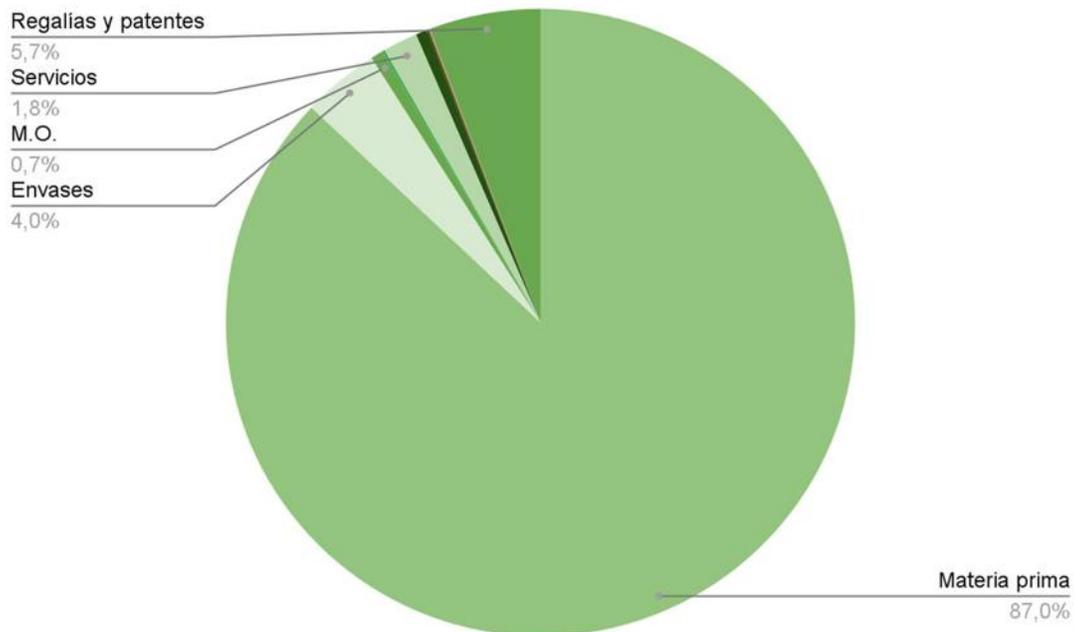


Figura 6.3: Composición porcentual de los costos variables

6.3.2.- Costos fijos

En esta familia de costos se encuentran aquellos que se mantienen constantes, independientemente del nivel de producción alcanzado. Los costos fijos están compuestos por:

- Costos de inversión (integrado por costos de depreciación, impuestos, seguros y financiación)
- Costo de ventas y distribución
- Costo de dirección y administración
- Costo de investigación y desarrollo

A continuación se analiza cada uno de estos ítems.

6.3.2.1.- Costos de inversión

6.3.2.1.1.- Costo de depreciación: Este rubro del costo fijo tiene el objetivo de tener en cuenta la depreciación o pérdida de valor de la planta con el paso del tiempo. La cantidad de dinero de la totalidad de la I_F realizada que podría recuperarse al final de la vida útil del proyecto es el valor residual L . La diferencia $I_F - L$ es entonces la inversión fija depreciable I_{FD} . Arbitrariamente, se define L como el 10% de I_F , estimación usual ante la falta de información adicional:

$$L = 0,1 \times I_F = 1.296.918 \text{ USD}$$

Existen diferentes métodos para computar el costo de depreciación partiendo del valor de I_{FD} . Todos ellos responden a una ecuación de la forma:

$$C_{depreciación} = e \times I_{FD}$$

donde $C_{depreciación}$ es el costo de depreciación, expresado en USD/año, y “e” es el factor de depreciación anual, con unidades de 1/año (este coeficiente se calcula de distintas formas, dependiendo del método seleccionado).

Entre los métodos, se opta por el método de la línea recta, que define al coeficiente “e” como la inversa de la vida útil del proyecto, n . Se optó por este método ya que es el de uso legal en Argentina. Si se proyecta que la planta funcione por un período de 20 años:

$$e = \frac{1}{n} = \frac{1}{20 \text{ años}} = 0,05 \frac{1}{\text{años}}$$

Así, surge un $C_{depreciación}$ constante para cada uno de los años de vida del proyecto.

$$C_{depreciación} = 583.613 \text{ USD/año}$$

6.3.2.1.2.- Costo de impuestos: Este rubro comprende los impuestos fijos a la propiedad, y no incluye al impuesto a las ganancias. Puede estimarse como un porcentaje (del 1 al 2%) de la I_F . Se considera un promedio de 1.5%:

$$C_{impuestos} = 0,015 \times I_F = 194.538 \text{ USD/año}$$

6.3.2.1.3.- Costo de seguros: Comprende seguros que cubren a la propiedad, el personal y la mercadería, entre otros. Puede estimarse como un porcentaje (del 0.5 al 1%) de la I_F . Se considera un promedio de 0.75%:

$$C_{seguros} = 0,0075 \times I_F = 97.269 \text{ USD/año}$$

6.3.2.1.4.- Costo de financiación: En el caso bajo estudio, se considera que el capital empleado en el proyecto es propio, de forma que no se contempla la devolución de un préstamo o crédito a ningún actor externo a la empresa.

6.3.2.2.- Costo de ventas y distribución

El costo de ventas y distribución suele estimarse como un porcentaje (del 1 al 5%) de los ingresos por ventas anuales evaluados al 100% de capacidad de la planta. Si se considera un porcentaje promedio de 2.5%, el costo de ventas y distribución es:

$$Costo_{v y d} = 0,025 \times 22.030.650 \text{ USD/año} = 550.766,25 \text{ USD/año}$$

6.3.2.3.- Costo de dirección y administración

Este costo puede estimarse como un porcentaje del costo de mano de obra directa (en el rango desde un 20 a un 40%). Para el cálculo, se asume un 30%. Como se trata de un costo fijo, el costo de mano de obra considerado debe ser el correspondiente a la operación al 100% de la capacidad instalada. Así:

$$Costo_{d y a} = Costo_{mano de obra}(100\%) \times 0,3 = 20.789,7 \text{ USD/año}$$

6.3.2.4.- Costo de investigación y desarrollo

Se puede argumentar que este costo existiría en la actividad cotidiana de la planta proyectada, dado que en el proceso se trabaja con un catalizador que contiene Cr^{+6} , el cual es un peligro para la salud humana, pudiendo causar desde erupciones cutáneas hasta incluso la muerte. Por otra parte, el Cr^{+6} es también nocivo para el medio ambiente. Existen publicaciones y trabajos científicos en los cuales se describe el desarrollo de catalizadores libres de cromo, por lo que es lógico pensar que una actividad central del laboratorio de la planta sería trabajar sobre esa línea de investigación.

Este componente del costo se puede estimar como un porcentaje (del 0.5 al 5%) de los ingresos por ventas anuales. Se considera un porcentaje promedio de 2.75%.

$$\text{Costo}_{i+d} = 0,0275 \times 22.030.650 \text{ USD/año} = 605.842,9 \text{ USD/año}$$

6.3.2.5.- Cargos fijos de servicios

En esta sección se tienen en cuenta los cargos fijos impuestos por las empresas proveedoras de servicios de gas y electricidad.

$$C_{SERVICIOS} = 3273,4 \text{ USD/año}$$

6.3.2.6.- Distribución de los costos fijos

En la Figura 6.4 se observa la distribución de costos fijos, siendo mayoritario el costo de depreciación.

El total de los costos fijos es de 2.056.092 U\$D/año.

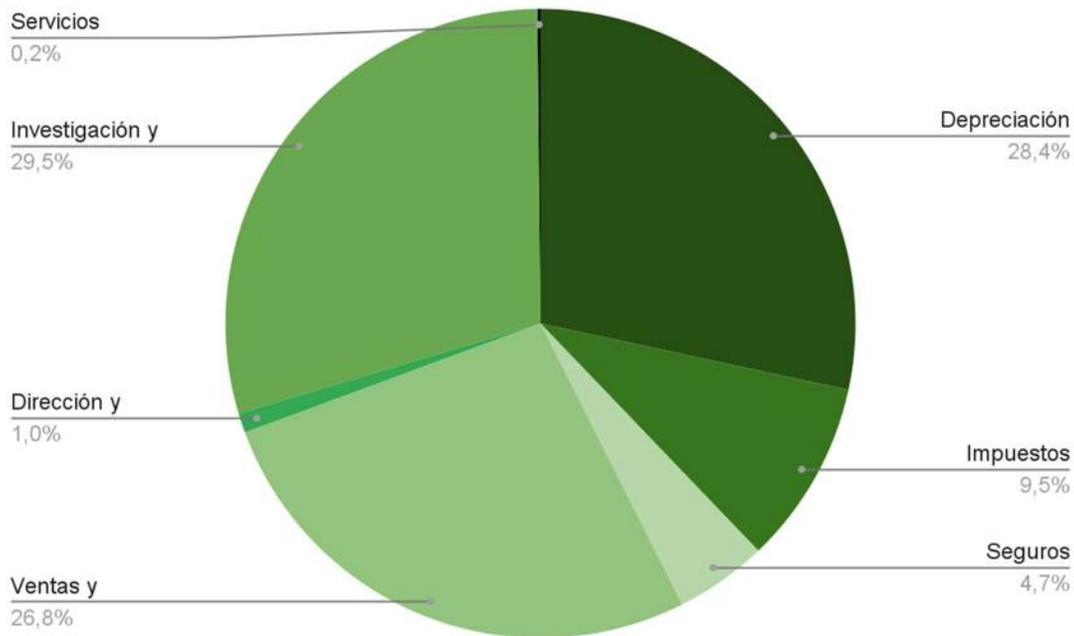


Figura 6.4: Composición porcentual de los costos fijos.

6.4.- Rentabilidad

A la hora de tomar la decisión de llevar a cabo un proyecto es importante predecir el rédito o beneficio que se podrá obtener a partir de él, en relación a la magnitud de la inversión realizada. Dicho concepto es conocido bajo el nombre de rentabilidad.

A continuación se analiza la rentabilidad del proyecto diseñado a lo largo de todos los capítulos anteriores. Para ello, se hace uso de todos los parámetros económicos determinados en las secciones precedentes, y se calculan distintos indicadores de la rentabilidad: **el Valor Presente (VP) y el tiempo de repago.**

Antes de explicar brevemente ambos métodos, es importante definir una magnitud económica que es empleada para el cálculo: el flujo de caja. Para llegar a él, se sigue la siguiente secuencia de definiciones:

- BNAI (Beneficio Neto Antes de Impuestos): es la diferencia entre los ingresos por ventas y los costos totales de producción.
- BN (Beneficio Neto): resulta del BNAI luego de restar el monto correspondiente al impuesto a las ganancias.
- Finalmente, el FC (Flujo de Caja), surge de sumar el costo de depreciación al BN.

Es necesario entonces revisar cómo se define la cantidad de dinero asociada al pago del impuesto a las ganancias. En el Boletín Oficial de la República Argentina figura la modificación realizada a la Ley de Impuesto a las Ganancias, con fecha 16/06/2021; en su artículo tercero, aparece la Tabla 6.10 que categoriza los distintos niveles de ingreso anuales, asociándolos con el monto del impuesto.

Tabla 6.10: Clasificación para el cálculo del impuesto a las ganancias.

| Ganancia neta imponible acumulada | | Pagarán | Más el | Sobre el excedente de |
|-----------------------------------|---------------|---------------|--------|-----------------------|
| Más de | A | | | |
| \$ 0 | \$ 5 000 000 | \$ 0 | 25% | \$ 0 |
| \$ 5 000 000 | \$ 50 000 000 | \$ 1 250 000 | 30% | \$ 5 000 000 |
| \$ 50 000 000 | En adelante | \$ 14 750 000 | 35% | \$ 50 000 000 |

La planta proyectada se encuentra dentro de la categoría con ganancias mayores a \$5 millones anuales y menores a \$50 millones anuales, dado que aún para la menor capacidad de trabajo (mostrada en la próxima tabla de esta sección), el BNAI supera esta suma. Así, para cada año de operación, el impuesto a las ganancias se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$\text{Impuesto a las ganancias} = 1.250.000 \$/\text{año} + 0,3 \times (\text{BNAI} - 5.000.000) \$/\text{año}$$

El método del VP (valor presente) es un método dinámico, es decir, contempla el concepto del valor temporal del dinero. El VP de un proyecto se define como la diferencia entre la inversión total inicial y la suma de los FC llevados a $t = 0$ años. La tasa que se emplea para realizar la corrección temporal de los FC es la Tasa de Rentabilidad Mínima Aceptable (TRMA), que se define como el porcentaje de la inversión realizada que la empresa busca recuperar a través de sus ganancias, para un período de un año. Para el proyecto bajo estudio se toma como TRMA un valor del 20%.

La definición matemática del VP se da a través de la siguiente ecuación

$$VP = -I_T + \sum_{i=1}^{19} \frac{FC_i}{(1 + TRMA)^i} + \frac{FC_{20} + I_w + L + terreno}{(1 + TRMA)^{20}}$$

donde FC_i hace referencia al flujo de caja del año “i”. Es importante aclarar que para aplicar la ecuación anterior, el último flujo de caja, que en este caso es FC_{20} , no se escribe aislado, sino que deben adicionarse el valor residual L, el capital de trabajo I_w , y el valor del terreno (son los montos que podrían recuperarse al finalizar la vida útil del proyecto). Esta definición tiene como consecuencia que un proyecto rentable tenga un VP positivo, mientras que uno no rentable, un VP negativo.

Antes de comenzar con el cálculo, es preciso detenerse a proyectar la capacidad a la que va a operar la planta a lo largo de su vida útil. No es parte de un análisis conservador suponer que las operaciones se van a llevar a cabo al 100% desde que la planta se pone en marcha; al contrario, durante los primeros años del proyecto son esperables ciertas fallas o situaciones derivadas de la falta de experiencia, que pueden comprometer la magnitud de la producción. Es por esto que se asume la siguiente “curva de aprendizaje” para la determinación de los flujos de caja, suponiendo que a partir del tercer año de trabajo se logra explotar totalmente la capacidad nominal de la planta.

Tabla 6.11: Evolución del porcentaje de la capacidad nominal utilizado a lo largo de los años

| Año | 1 | 2 | 3-20 |
|------------|-----|-----|------|
| Porcentaje | 80% | 90% | 100% |

Para llegar a los valores de flujos de caja, se emplea la herramienta conocida como Cuadro de Fuentes y Usos de Fondos. En él figuran datos como la inversión total inicial (para el primer año), y los ingresos por ventas, los costos de producción, los impuestos y la depreciación, que permiten calcular el Beneficio Neto Antes de Impuestos (BNAI), el Beneficio Neto (BN), y en última instancia los FC.

Los valores de FC obtenidos se reportan en la Tabla 6.12.

Tabla 6.12: Flujos de caja del proyecto a lo largo de su vida útil

| Año | 1 | 2 | 3-20 |
|--------------|-----------|-----------|-----------|
| FC (USD/año) | 5.790.976 | 6.592.444 | 7.393.913 |

Como se observa, los FC son positivos a lo largo de toda la vida útil del proyecto. A la hora de calcular el valor presente del proyecto, con una TRMA del 20%, surge un resultado de:

$$VP = 17.866.827 \text{ USD}$$

Dado que el valor presente resulta ser positivo, se observa que el proyecto es rentable. La evaluación del VP se complementa con la del tiempo de repago. El tiempo de repago es el momento durante la vida útil de la planta en el que la acumulación de flujos de caja es suficiente para recuperar la inversión fija depreciable. Se acostumbra tomar como criterio que un proyecto rentable tiene un tiempo de repago menor a la mitad de su vida útil. El tiempo de repago puede obtenerse de forma gráfica al representar el flujo de caja acumulado en función de los años de vida, buscando el

tiempo para el que la curva cruza el eje horizontal (para que esto sea válido, es necesario considerar que para $t = 0$ años el FC acumulado resulta igual a I_{FD} con signo negativo). La gráfica de la Figura 6.5 muestra la curva de FC acumulado versus el tiempo.

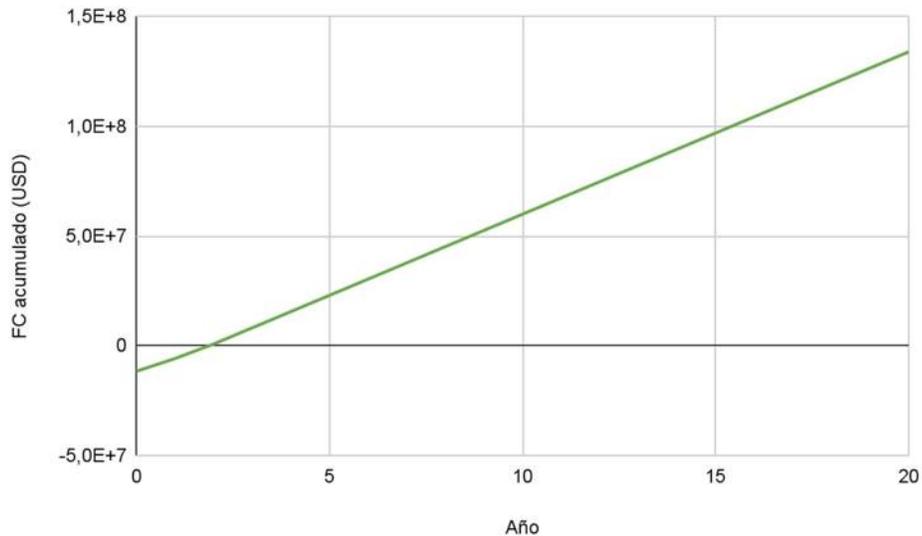


Figura 6.5: Evolución del Flujo de Caja Acumulado a lo largo de la vida del proyecto

En la figura se ve que la curva cruza el eje horizontal para los 1,84 años de vida. Dado que esto cumple con ser menor a la mitad de la vida útil proyectada (10 años), el proyecto vuelve a resultar rentable, esta vez bajo el criterio del tiempo de repago.

6.5.- Cronograma del proyecto

Una vez concluida la evaluación de la rentabilidad del proyecto, resulta necesario organizar las distintas etapas de la ejecución del mismo a lo largo de un período determinado, como pueden ser dos años. Dicha secuencia de etapas incluye como mínimo a las siguientes:

1. Ingeniería básica
2. Ingeniería de detalle
3. Movimiento de suelos y obras civiles

4. Montaje de equipos principales
5. Montaje electromecánico
6. Comisionamiento
7. Pruebas con agua
8. Puesta en marcha
9. Proceso de optimización de proceso hasta alcanzar condiciones nominales

Así, un posible cronograma preliminar podría ser el siguiente, representado en la forma de un Diagrama de Gantt:

Tabla 6.13: Cronograma preliminar de ejecución del proyecto:

| Etapa | Año 1 | | | | | | | | | | | | Año 2 | | | | | | | | | | | |
|-------|-------|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|-------|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|
| | 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 |
| 1 | █ | █ | █ | █ | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 2 | | | | █ | █ | █ | █ | █ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 3 | | | | | | | █ | █ | █ | █ | █ | █ | | | | | | | | | | | | |
| 4 | | | | | | | | | | | | █ | █ | █ | █ | | | | | | | | | |
| 5 | | | | | | | | | | | | | █ | █ | █ | | | | | | | | | |
| 6 | | | | | | | | | | | | | | █ | █ | | | | | | | | | |
| 7 | | | | | | | | | | | | | | | █ | █ | █ | | | | | | | |
| 8 | | | | | | | | | | | | | | | | | █ | █ | | | | | | |
| 9 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | █ | █ | █ | █ | | |

El mes siguiente al número 24 de la tabla corresponde al primer mes del año 1 de la vida del proyecto, durante el cual la planta trabajaría al 80% de su capacidad nominal.

6.6.- Análisis de sensibilidad

Se realiza la variación del costo de materia prima y del precio de venta de los alcoholes para visualizar la sensibilidad del sistema frente a dichos cambios. El cambio seleccionado es de $\pm 25\%$, siendo que para el mismo el sistema sigue siendo rentable en todos los casos.

Observando las pendientes de las rectas en la Figura 6.6 se ve que la TIR es más sensible frente a cambios en el precio de venta de los alcoholes grasos que frente a

cambios en el valor de la materia prima. Los valores relativos se definen en base a los valores del caso base (TIR = 40%).

Por otro lado, si el precio de venta de los alcoholes grasos disminuye más allá del 25%, el proyecto deja de ser rentable; mientras que para el costo de materia prima, si este aumenta hasta un 60%, el proyecto sigue siendo rentable.

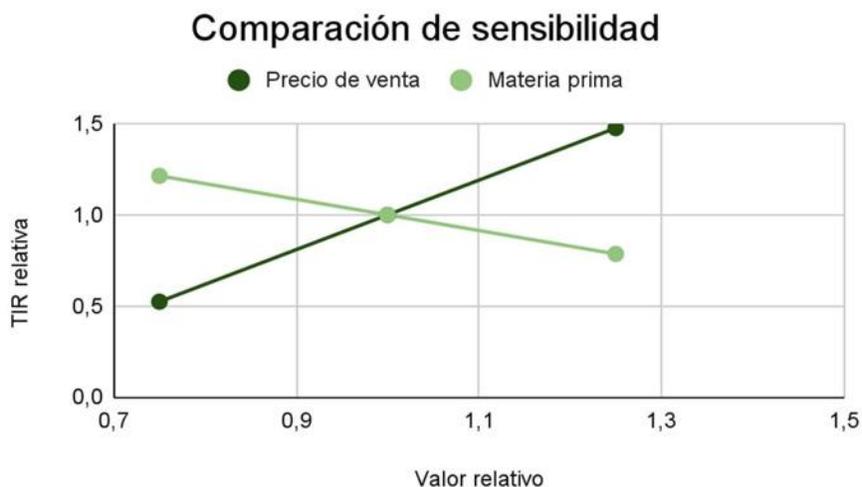


Figura 6.6: Gráfico de comparación de sensibilidad para variación en el precio de venta y variación en el costo de materia prima.

6.7.- Conclusiones

El análisis anterior que da como resultado un valor presente mayor a 0 y un tiempo de repago mucho menor a la mitad del tiempo de vida útil, genera como conclusión que el proyecto resulta rentable tal como se lo formuló en el presente capítulo, por lo que es recomendable su realización.

6.8.- Bibliografía

- Apuntes teóricos elaborados por la cátedra de Ingeniería Económica de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata.
- W. L. McCabe, P. Harriot, “Operaciones Unitarias en Ingeniería Química”. Séptima Edición. Ed Mc Graw Hill.
- Sitio web del Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS):
www.enargas.gob.ar Cuadro tarifario:
<https://www.enargas.gob.ar/secciones/precios-y-tarifas/cuadros-tarifarios.php>
Norma NAG-602:
<https://www.enargas.gob.ar/secciones/normativa/pdf/normas-discusion/NAG-602.pdf>
- Sitio web de Agua y Saneamientos Argentinos (AySA):
www.aysa.com.ar
- Sitio web de Edesur: www.edesur.com.ar
Cuadro tarifario: <https://www.edesur.com.ar/tarifas-cuadro-tarifario/>
- Artículo con precios estimados de tanques flash:
<https://www.filsonfilters.com/flash-tank>
- Publicación en Mercado Libre de un terreno con galpón en el Parque Industrial Tecnológico Quilmes:
https://inmueble.mercadolibre.com.ar/MLA-935873749-venta-de-galpon-en-parque-industrial-quilmes-en-bernal-oeste-26198-JM#position=1&search_layout=grid&type=item&tracking_id=42f8e1d8-f085-4740-8433-9e019e331255
- Efectos perjudiciales del cromo:
<https://www.lenntech.es/periodica/elementos/cr.htm>
- Publicación en Alibaba de un proveedor de cromito de cobre
https://www.alibaba.com/product-detail/Copper-chromite-catalyst-manufacturer-made-in-62251829251.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.50d6b0fsKjt73

- Banco de datos económicos del Banco Federal de St Louis:
<https://fred.stlouisfed.org/series/PCU3339133391>
- Sitio web para estimación de costos, propiedad de Mc Graw Hill:
<http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>
- Artículo sobre eficiencia de motores eléctricos:
<https://www.electricaplicada.com/eficiencia-de-un-motor-electrico-y-los-valores-mas-comunes/>
- Bolsos tipo Big Bag: <https://bagcorp.com/products/super-sack-plus-99999-66?variant=29394837176384>
- Hora pico, valle y resto para el consumo de energía eléctrica:
[https://www.edesur.com.ar/grandes-clientes/facturacion-t3/#:~:text=Energ%C3%ADa%20Activa%3A%20energ%C3%ADa%20consumida%20en,a%205%3A00%20hs\).](https://www.edesur.com.ar/grandes-clientes/facturacion-t3/#:~:text=Energ%C3%ADa%20Activa%3A%20energ%C3%ADa%20consumida%20en,a%205%3A00%20hs).)
- Hojas de seguridad elaboradas por Carl Roth:
Alcohol cetílico: <https://www.carlroth.com/medias/SDB-5762-ES-ES.pdf?context=bWFzdGVyfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0c3wxOTIxMDR8YXBwbGljYXRpb24vcGRmfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0cy9oMDYvaGQxLzq5NTA5NDE0MTc1MDIucGRmfGNkYWVhNjc5MzY5YjMxZGQ5NTE2NmE2MDY4OTE4ZDIxOWI2NTA0MjQ1OGI4MTRkOGMyZDExMGFmNjlmYmFhZjM>
Alcohol estearílico: <https://www.carlroth.com/medias/SDB-8663-ES-ES.pdf?context=bWFzdGVyfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0c3wzMzcwMzR8YXBwbGljYXRpb24vcGRmfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0cy9oOTUvaGVkLzq5NTA5MTgyODMyOTQucGRmfDjIjNWJkNGY3OGMxMmYyNzJkMjNkNjM1ODBINzY3OGQ4YTMzZTg0NzhjNzg3ZjI4ZGY5MjM3ZDg2OWM0ZGZkOTg>

CAPÍTULO 7

Gestión ambiental



Capítulo 7

7.1.- Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se abordan los elementos básicos que componen un Sistema de Gestión Ambiental (SGA), tal como se explica en la Norma ISO 14001.

El funcionamiento del SGA se puede esquematizar como el ciclo “P-H-V-A” (Planificar - Hacer - Verificar - Actuar). En el caso bajo estudio, se puede hacer un análisis importante sobre la etapa de planificación, pero no ocurre lo mismo con las tres etapas restantes. Esto es porque se trata de una planta de producción hipotética, que no ha sido construida.

Dentro de la etapa “P”, se destaca la importancia de la Revisión Medioambiental Inicial (RMAI), la cual equivale a la fotografía inicial del proceso productivo que permite identificar aspectos e impactos ambientales. Una vez determinados, es necesario establecer un orden de prioridad para su abordaje efectivo; esta actividad es responsabilidad de la organización y se realiza empleando criterios que la misma establece. En el capítulo se llega al siguiente orden de prioridad de los impactos identificados, siendo el primer impacto el más significativo:

- Uso de catalizador con cromo.
- El segundo lugar es compartido entre el uso de gas natural en las calderas y el consumo eléctrico.
- Uso de envases plásticos para los productos, del tipo de big bags.
- Uso de hidrógeno en la producción.

7.2.- Introducción

Un sistema de gestión es el conjunto de elementos de una organización, interrelacionados o que interactúan para establecer políticas, objetivos y procesos para el logro de estos objetivos. Los elementos del sistema incluyen la estructura de la organización, los roles y las responsabilidades, la planificación y operación, la evaluación y la mejora del desempeño.

Dentro de esta definición, entra la de un sistema de gestión ambiental (SGA). El mismo es la parte del sistema de gestión usada para gestionar aspectos ambientales, cumplir los requisitos legales y otros requisitos, y abordar los riesgos y oportunidades. Su principal objetivo es el de desarrollar, implantar, llevar a cabo, revisar y mantener al día los compromisos en materia de protección ambiental que suscribe la empresa. Así, la empresa debe determinar qué elementos hay que considerar en cuanto a la protección ambiental para asegurar que en el desarrollo de sus actividades se tiene en cuenta la prevención y la minimización de los efectos sobre el entorno. La idea principal de un SGA consiste en la integración de actuaciones y acciones ambientales dispersas en una estructura sólida y organizada; este enfoque global garantiza que se tenga en cuenta el control de las actividades y operaciones que podrían generar impactos ambientales de importancia.

La noción de un SGA surge en un contexto en el que el avance de la tecnología, el crecimiento demográfico y la amenaza que representa el cambio climático han originado esfuerzos a nivel mundial por reducir el impacto ambiental de las actividades del ser humano. Estos esfuerzos se ven reflejados en la implementación de normas y requerimientos legales. Una entidad reconocida en este ámbito es la Organización Internacional para la Estandarización (ISO), fundada en 1947 y con sede en Ginebra, Suiza. La misma es una organización no gubernamental que está encargada de la elaboración de normas internacionales de calidad y gestión medioambiental. A nivel mundial las normas ISO 9000 e ISO 14000 son requeridas, debido a que garantizan la calidad de un producto mediante la implementación de controles exhaustivos, asegurándose de que todos los procesos que han intervenido en su fabricación operan dentro de las características previstas. Mientras que la norma ISO 9000 trata

sobre la gestión de la calidad, la serie ISO 14000 trata principalmente sobre gestión ambiental.

La ISO 14000 hace referencia a una serie de normas vinculadas con la gestión de los sistemas medioambientales, que se encuentran relacionados con la protección, prevención, contaminación y necesidades socioeconómicas. Dentro de esta familia, la norma ISO 14000 refleja cómo construir un SGA. Pretende crear un equilibrio entre el ahorro económico y la disminución de los impactos ambientales. La norma ISO 14001 establece las pautas para que una empresa construya un SGA eficaz. Es la única normativa ISO que dota a la empresa de una certificación de protección al medioambiente. La ISO 14001 está dirigida a ser aplicable a “organizaciones de todo tipo y dimensiones y albergar diversas condiciones geográficas, culturales y sociales”. La norma se aplica a cualquier organización que desee mejorar y demostrar a otros su actuación medioambiental mediante un SGA certificado. El sentido de la norma es puntualizar los requisitos para un SGA, y se aplica a aquellos aspectos ambientales que la organización puede controlar y sobre los cuales puede esperarse que tenga influencia. Como esto es diferente en cada caso, no se establecen criterios específicos de desempeño ambiental uniformes para todo el mundo, sino que se hace referencia a aquellos ligados a la legislación vigente donde son implementados. Justamente, la ISO 14001 no fija requisitos de actuación medioambiental, salvo el requisito de compromiso de mejora continua y la obligación de cumplir la legislación y regulación relevantes. Para dar un ejemplo concreto, la norma no indica una cantidad máxima permisible de emisión de gases, sino que especifica los requisitos del SGA que, de mantenerse adecuadamente, permiten mejorar la actuación medioambiental reduciendo los impactos (tales como dichas emisiones).

Las mejoras involucradas en la inclusión de un SGA efectivo son:

- Permite reducir costos, gracias a la reducción de residuos y del uso de los recursos como el agua, gas, electricidad, etcétera.
- Mejora la imagen de la empresa y su reputación, ya que se muestra más responsable con el medio ambiente. Una mejor reputación se convierte en una

ventaja competitiva que se debe tener en cuenta, ya que es de esa manera que se mejoran las relaciones con los terceros interesados: vecinos, accionistas, clientes, banqueros, aseguradoras, entre otros.

- El mero hecho de tener implantada la ISO 14001 denota la responsabilidad por parte de la empresa para cumplir con los requisitos legales.
- Las normas están alineadas con otras normas relacionadas como calidad, seguridad, que garantizan una gestión más eficiente de los sistemas.
- La implantación de un SGA demuestra a los clientes que la compañía se ha comprometido con una práctica medioambiental que ellos esperan. Disponer de un SGA certificado también puede servir como impulso para ganar ofertas y contratos de ventas de clientes y gobiernos internacionales que, igualmente, hayan adquirido un compromiso de actuación medioambiental.
- Dado que los esquemas empresariales actuales son fundamentalmente insostenibles, la gestión medioambiental tiene como utilidad mínima el llevarlos hacia la sostenibilidad.

Un SGA se establece y mantiene a través de cinco aspectos:

- a) Política ambiental: de acceso público y definida por la alta gerencia, debe ser acorde al tamaño y a las posibilidades de la empresa, cumplir con la ley vigente e incluir los conceptos de mejora continua y prevención de la contaminación. Este documento proporciona el marco para el desarrollo del SGA. Debe ser comunicada a todos los empleados.
- b) Planificación: es necesario buscar la forma de identificar los aspectos ambientales que la organización pueda controlar, con el fin de determinar cuáles tienen o pueden tener impactos significativos sobre el medio ambiente. Esta información debe estar actualizada. Además, se debe establecer un procedimiento para incorporar la normativa vigente y sus posteriores modificaciones a su SGA. Finalmente, se deben establecer objetivos y metas permanentes en cada función y nivel de la organización.
- c) Implementación y operación: se deben registrar y comunicar las responsabilidades de cada actor en la implementación del plan y la gerencia

debe entregar a cada persona o sección los recursos físicos e intelectuales necesarios para cumplir con lo establecido. Se exige la implementación de políticas comunicacionales entre los distintos niveles y funciones de la organización, pero además se deben considerar procesos para la comunicación externa a los actores interesados.

- d) Verificación y acción correctiva: se deben establecer y documentar procedimientos para medir regularmente el cumplimiento de lo planeado. También se deben establecer responsabilidades y autoridades que permitan tomar las medidas oportunas para corregir aspectos no cumplidos.
- e) Revisión de la gerencia: la alta gerencia debe revisar el SGA periódicamente, en un proceso que asegure contar con la información requerida, y considerar cambios a la luz de los resultados, en caso de ser necesario.

7.3.- Ciclo P-H-V-A

Se pueden resumir los aspectos anteriores, en lo que se conoce como ciclo de mejora continua o “ciclo P-H-V-A” (planificar, hacer, verificar, actuar), esquematizado en la Figura 7.1.



Figura 7.1: Ciclo de mejora continua o P-H-V-A

A continuación, se hace referencia a los cuatro pasos del ciclo. Se hace especial énfasis en la etapa “P”, dado que es aquella para la que se cuenta con más información al estar analizando una planta hipotética.

7.3.1.- Etapa “P” - Planificación

Esta importante etapa en la realización de un SGA efectivo consta de una serie de pasos a seguir, en la que se destaca que los mismos deben realizarse en el orden adecuado:

- 1) Realización de una revisión medioambiental inicial (RMAI)
- 2) Registro de aspectos e impactos ambientales
- 3) Política medioambiental
- 4) Legislación y regulación medioambiental
- 5) Objetivos y metas medioambientales
- 6) Programas de gestión medioambiental

A continuación se aborda cada uno de los ítems, aplicándolos a la planta de producción de alcoholes grasos a partir de ácidos grasos.

1) Revisión medioambiental inicial

Antes de explicar en qué consiste la revisión medioambiental inicial (RMAI), se debe explicar los conceptos de aspecto e impacto ambiental. Según la ISO 14001:2015, un aspecto ambiental es un elemento que deriva de la actividad empresarial de la organización (sea producto o servicio) y que tiene contacto o puede interactuar con el medio ambiente. Un impacto ambiental se define como un cambio en el medio ambiente, ya sea adverso o beneficioso, como resultado total o parcial de los aspectos ambientales de una organización. De las definiciones anteriores se desprende que un aspecto ambiental puede causar uno o varios impactos ambientales. Adicionalmente, un aspecto ambiental significativo es aquel que tiene o puede tener uno o más impactos ambientales significativos; es la organización quien determina los aspectos ambientales significativos mediante la aplicación de uno o más criterios, tal como se muestra más adelante.

La RMAI se define entonces como la identificación y documentación sistemáticas de los impactos (o impactos potenciales) medioambientales significativos asociados directa o indirectamente con las actividades, los productos y los procesos de la planta industrial. Su elaboración permite evaluar qué impactos necesitan ser controlados o minimizados; de esa forma, se puede entender como una fotografía inicial del proceso, que funciona como base para la implantación del SGA.

Una RMAI debería incluir las siguientes secciones:

- Índice general
- Resumen y comentarios
- Introducción de la revisión medioambiental inicial
- Panorámica e información general
- Revisión de las prácticas de gestión medioambiental de la organización
- Revisión de las actividades, los productos y los procesos de la organización
- Revisión de los accidentes e incidentes medioambientales previos
- Revisión de la legislación relevante
- Recomendaciones de mejora
- Información acreditativa

Para poder enfocar los esfuerzos en mejorar continuamente la actuación ambiental, la organización debe ser capaz de asignar una significación o establecer un orden de prioridad entre los distintos impactos ambientales identificados en la RMAI. Para ello, lo que se hace es calcular el “factor de significación” de cada uno de los impactos listados para cada aspecto identificado. El mismo corresponde al producto de dos factores: la “valoración” del impacto y la gravedad.

- El valor del impacto surge de sumar cinco números. Los mismos se determinan a partir de la respuesta afirmativa o negativa a una serie de cinco preguntas (en el primer caso se computa como 1, y en caso contrario, como 0). Las preguntas son las siguientes:

1. ¿Está asociado el aspecto a alguna legislación, regulación, autorizaciones o códigos de práctica industrial? O bien, ¿implica el aspecto identificado el uso de alguna sustancia nociva, restringida o especial?
 2. ¿Preocupa el aspecto a los terceros interesados? Es decir: empleados, vecinos, banqueros, clientes, accionistas, aseguradoras, abogados, la comunidad local.
 3. ¿Está el aspecto o impacto identificado claramente asociado a algún tema medioambiental global más serio? Es decir: calentamiento global y efecto invernadero, eutrofización, reducción del ozono, deforestación, pérdida de biodiversidad, lluvia ácida y acidificación, uso de recursos no renovables.
 4. Si el aspecto identificado es cuantificable, ¿es significativa la cantidad empleada?
 5. Si el aspecto identificado es cuantificable, ¿son significativas la cantidad y la frecuencia con que se usa?
- La gravedad del impacto surge de la percepción acerca del efecto que tiene o podría tener el aspecto si no se lleva a cabo su control. Para esto se emplea la matriz de valoración de la gravedad, mostrada en la Tabla 7.1:

Tabla 7.1: Matriz de valoración de la gravedad

| Valoración | Gravedad |
|------------|-------------------------------------|
| 1 | Ningún o poco efecto medioambiental |
| 2 | Efecto medioambiental leve |
| 3 | Efecto medioambiental moderado |
| 4 | Efecto medioambiental serio |
| 5 | Efecto medioambiental desastroso |

Es importante mencionar que existe la posibilidad de emplear decimales a la hora de clasificar al impacto según su gravedad.

La ISO 14001:2015 sugiere cuatro etapas para identificar los aspectos e impactos:

- Elegir una actividad o proceso en concreto.
- Identificar aspectos ambientales posibles de la actividad.
- Identificar los impactos reales o potenciales que se asocian al aspecto.
- Diagnosticar la importancia de los impactos.

A continuación, se recorren las diferentes etapas principales del proceso como si se tratara de “cajas negras”, identificando todos los aspectos ambientales existentes y realizando acotaciones cuando se considera pertinente.

- **Etapas de reacción:** En la Figura 7.2 se muestra un esquema simplificado del reactor, junto con las corrientes de alimentación y su efluente.

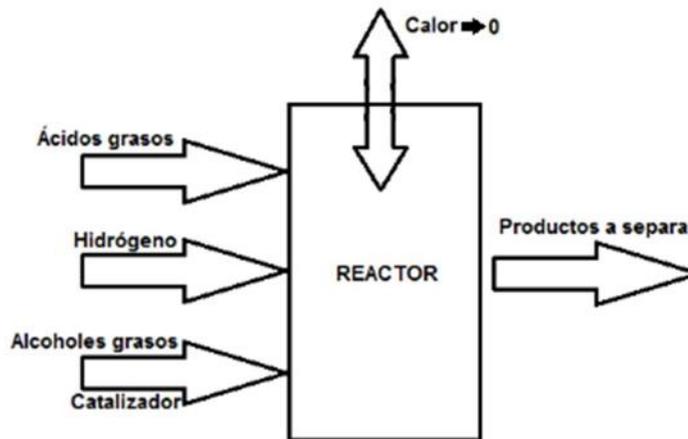


Figura 7.2: Esquema simplificado de la etapa de reacción

Como se ve, ingresa una corriente de ácidos grasos, una de hidrógeno, y una tercera de alcoholes grasos junto con el catalizador sólido. Las corrientes de ácidos grasos y de alcoholes grasos no resultan ser aspectos significativos dado que la primera proviene de una etapa de procesamiento previo (se da tratamiento a un producto ya existente), y la segunda consiste en un reciclo de la salida de producto del proceso (ocurre una “retroalimentación”). En cuanto a

la corriente de hidrógeno, la misma está constituida por un reciclo aguas abajo del reactor y por una entrada de hidrógeno fresco. Es importante detenerse en este último punto, dado que se tiene un suministro continuo de H_2 , el cual implica un proceso productivo previo.

En la publicación “Hacia la economía del hidrógeno”, propiedad del Ministerio de Desarrollo Productivo de la Nación, se reporta que más del 90% del H_2 se obtiene directamente a partir de combustibles fósiles, el cual se divide en el 76% (a partir del gas natural) y prácticamente el 24% (a partir del carbón). La técnica en cuestión es el reformado con vapor del gas natural, que es uno de los métodos de producción que generan un mayor impacto ambiental.

El hidrógeno se puede clasificar según el proceso productivo de obtención y su impacto ambiental, caracterizado por emisiones altas, bajas o neutras. Las categorías se muestran en la Tabla 7.2, junto con una descripción breve de cada ruta de producción y la disponibilidad de cada tecnología.

Tabla 7.2: Descripción de los procesos de obtención de H_2

| Tipo de hidrógeno producido | | | | |
|--|---|-------------------|--------------------|--------------------------|
| Proceso productivo | Descripción | Disponibilidad | Nivel de emisiones | Denominación |
| Gasificación del carbono | Reacción iterativa a alta presión y temperatura de carbón, oxígeno y vapor de agua | Tecnología madura | Alto | Hidrógeno marrón o negro |
| Reformado de gas natural con vapor o reformado de metano | Reacción iterativa del metano presente en el gas natural a partir de vapor a alta presión y temperatura | Tecnología madura | Alto | Hidrógeno gris |

| | | | | |
|--|---|---|--------------------|-----------------|
| Reformado de gas natural o reformado de metano | Proceso de reformado de gas natural con fase de captura y almacenamiento de emisiones | Tecnología madura | Bajo | Hidrógeno azul |
| Electrólisis de fuente renovables | Proceso de electrólisis alimentado exclusivamente de fuentes renovables | Tecnología disponible y en mejora de eficiencia para renovables | Libre de emisiones | Hidrógeno verde |
| Ciclos termoquímicos | Proceso por el cual se somete agua- a partir de un reactor solar- a altísimas temperaturas (500°C/1000°C) para lograr la separación de sus moléculas en hidrogeno y oxigeno | Tecnología en desarrollo | | |
| Fotoelectrocatálisis | | | | |

El hidrógeno verde es producido en plantas especiales. Para obtener el primer tipo de H₂ verde, las mismas generan su propia energía eléctrica utilizando fuentes renovables (tales como la energía eólica aprovechada por los molinos de viento), y la emplean para hacer pasar corriente eléctrica que permita la descomposición del agua dulce en H₂ y O₂ a través de un proceso de electrólisis.

Otro punto a considerar sobre la operación del reactor radica en el hecho de que se utiliza un catalizador sólido que contiene cromo en su formulación. La potencial presencia de cromo en los efluentes líquidos de la planta puede asociarse a la lixiviación de dicho elemento de las partículas sólidas del

catalizador de cromito de cobre. Su monitoreo y control es muy importante dado los efectos nocivos del cromo hexavalente sobre la salud humana y los ecosistemas acuáticos. Entre dichos efectos adversos se encuentran: daño hepático, problemas reproductivos, problemas de desarrollo y cáncer.

En cuanto a la operación térmica del reactor, no se considera ningún aspecto relevante dado que se utiliza un aislante térmico para minimizar el intercambio de calor con los alrededores (ambiente). Además, el flujo de pérdida de calor que se determinó en el Capítulo 3 fue calculado considerando una temperatura ambiente de 8°C como peor caso, por lo cual el calor disipado va a resultar menor el resto de los días.

- **Etapa de separación:** En este “bloque” del proceso se hallan incluidos los separadores “caliente” y “frío”, y la serie de tres torres de destilación.

En la Figura 7.3 se esquematiza al separador frío, y sus corrientes de entrada y salida.

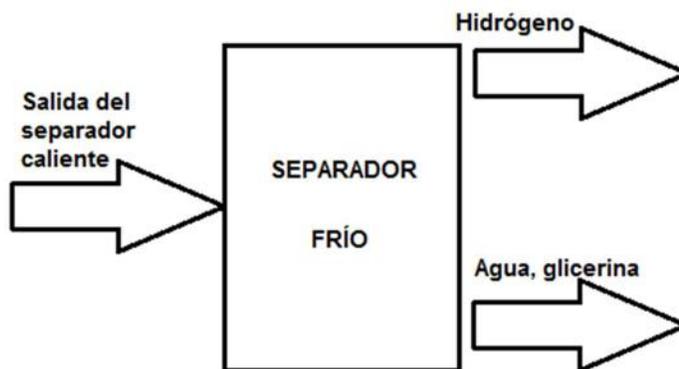


Figura 7.3: Esquema simplificado del separador frío

En la Figura 7.4 se esquematiza al separador caliente, y sus corrientes de entrada y salida.

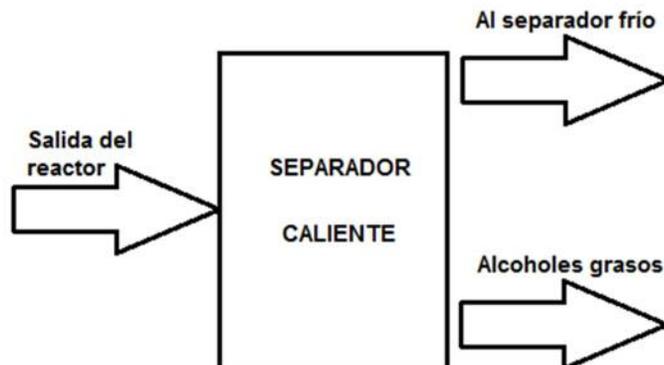


Figura 7.4: Esquema simplificado del separador caliente

En la Figura 7.5 se muestra una simplificación de la primera torre de destilación de la serie.



Figura 7.5: Esquema simplificado de la primera torre de destilación

La corriente de tope de la torre está formada principalmente por tetradecanol, el cual no encuentra aplicación en el proceso. Sin embargo, tal como se mencionó en el Capítulo 5, dicho alcohol tiene aplicación en diversas formulaciones cosméticas, por lo que podría resultar de interés para la

empresa Hedaly Laboratorios S.A. (también radicada en el Parque Industrial Unión Industrial de Quilmes); es por esto que no se considera como un aspecto relevante para el análisis. También se cuenta con una corriente de venteo, a través de la cual se purga hidrógeno y agua. Por el fondo, se extrae una corriente compuesta por los alcoholes grasos de interés, y los ésteres y ácidos grasos no reaccionados, la cual es alimentada a la segunda torre; es por eso que no se toma en cuenta como aspecto ambiental.

En la Figura 7.6 aparece una representación de la segunda torre de destilación.



Figura 7.6: Esquema simplificado de la segunda torre de destilación

La corriente de tope está formada principalmente por hexadecanol (es uno de los productos, que luego de su enfriamiento es envasado para su venta). El uso continuo de envases plásticos, tales como bolsones big bags para la venta a granel, implica un descarte continuo de residuos plásticos, lo cual es un aspecto que debe tenerse en cuenta. La corriente de fondo, alimentada a la última columna, consiste en octadecanol, ésteres y ácidos grasos.

En la Figura 7.7, se esquematiza a la última torre de destilación.

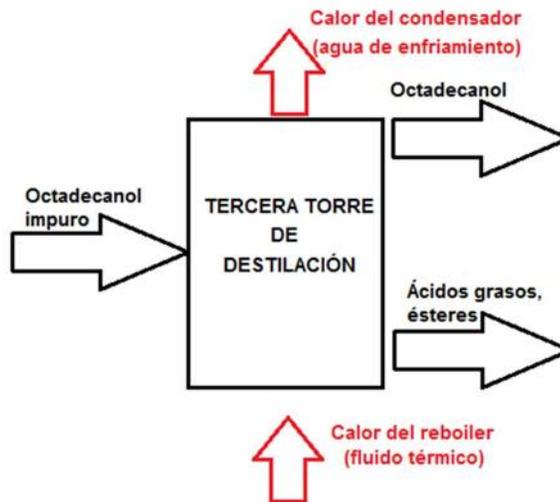


Figura 7.7: Esquema simplificado de la tercera torre de destilación

Se observa que la corriente de tope consiste principalmente en octadecanol (el cual se destina a su enfriamiento y posterior envasado), y la de fondo contiene los ésteres y ácidos no reaccionados. Esta última no se considera como un aspecto a tener en cuenta, dado que se recircula al reactor de hidrogenación.

En cada una de las torres se cuenta con un reboiler, al cual ingresa el suministro de fluido térmico proveniente de la caldera (ocurre lo mismo en todos los intercambiadores de calor que funcionan como calentadores, donde resulta inviable la utilización de vapor de agua saturado por lo expuesto en el Capítulo 5). Tal como se comentó en capítulos previos, la misma es alimentada con gas natural, a través de su combustión, la cual genera gases de efecto invernadero. Lo mismo sucede con la caldera encargada de suministrar el vapor necesario para los sistemas de eyección.

- **Consumo eléctrico:** En el proceso productivo estudiado se pueden enumerar los siguientes elementos que representan un consumo de energía eléctrica:

- Bombas centrífugas
- Compresores
- Ventilador de la torre de enfriamiento
- Agitador de tanque de suspensión de sólidos

En el sitio web energiaestrategica.com se reporta que nuestro país comenzó el año 2020 cubriendo el 8% de la demanda de energía eléctrica con energías renovables. La Ley Nacional 27191 establece porcentajes de participación a alcanzar para distintas fechas límite. En concreto, se establece como objetivo un mínimo del 35% de participación para el 31 de diciembre de 2030. Aunque estos representan hitos muy importantes, se ve que un gran porcentaje de la energía eléctrica distribuida proviene de fuentes no renovables, por lo que el consumo eléctrico es un aspecto ambiental de gran relevancia.

En la Tabla 7.3 se muestra la obtención del factor de significación de cada uno de los impactos identificados, con tal de obtener un orden de prioridad. Para obtener información sobre las regulaciones y requisitos legales correspondientes al primer inciso de las cinco preguntas, se puede consultar el Anexo.

Tabla 3: Evaluación de significación de los impactos ambientales

| Impacto | Preguntas | | | | | Suma (V) | Gravedad (G) | Factor (VxG) |
|--|-----------|---|---|---|---|----------|--------------|--------------|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | | | |
| Uso de hidrógeno | 1 | 0 | 1 | 1 | 1 | 4 | 1 | 4 |
| Uso de catalizador con cromo | 1 | 1 | 0 | 1 | 1 | 4 | 4 | 16 |
| Uso de envases para los productos (big bags) | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 5 | 2 | 10 |
| Uso de gas natural en calderas | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 5 | 3 | 15 |
| Consumo eléctrico | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 5 | 3 | 15 |

Surge así el siguiente orden de prioridad:

- El primer lugar está ocupado por el uso de catalizador con cromo.
- El segundo lugar es compartido entre el uso de gas natural en las calderas y el consumo eléctrico.
- El tercero, por el uso de envases plásticos para los productos, del tipo de big bags.
- Finalmente, se encuentra el uso de hidrógeno en la producción.

3) Política ambiental

En el inciso 5.2 de la Norma ISO 14001 se hace referencia a la política ambiental, donde se explica que “la dirección de la organización tiene que establecer, implantar y mantener una política ambiental que se encuentre dentro del alcance definido en el Sistema de Gestión Ambiental”:

- Tiene que ser adecuada para conseguir los propósitos de la organización y se debe establecer el contexto de la empresa, incluyendo la magnitud, los impactos ambientales y la naturaleza durante las actividades, servicios y productos.
- Tiene que proporcionar un marco de referencia para establecer todos los objetivos ambientales en la organización.
- Incluyendo compromisos para la protección del medio ambiente, se incluye la prevención de la contaminación y otros más específicos del contexto de la empresa.
- Se tiene que incluir un compromiso de conformidad con todas las obligaciones de cumplimiento.
- Se incluye un compromiso de mejora continua en el SGA para mejorar el desempeño ambiental de la organización.

En la página siguiente se presenta entonces la política ambiental de Lintrix.

Lintrix es una empresa que se dedica a la producción de alcoholes grasos, que considera de gran importancia el cuidado ambiental por lo cual ha establecido e implantado un sistema de gestión ambiental basado en los requisitos de la norma ISO 14001:2015 y en los del Reglamento 1221/2009 de la UE de Ecogestión y Ecoauditoría (EMAS) y sus posteriores modificaciones.

Nuestra política ambiental define el compromiso de realización de nuestra actividad dentro de los parámetros de un desarrollo sostenible, manteniendo el control y la gestión de los aspectos ambientales que produce, especialmente de aquellos más significativos. Asimismo, establece un marco común para la definición de los objetivos y la realización de las actividades que contribuyan a la mejora continua del sistema de gestión ambiental.

Para cumplir estos compromisos y alcanzar los objetivos establecidos, Lintrix ha establecido los siguientes principios fundamentales:

- Asegurar la protección del medio ambiente, trabajando de forma respetuosa, previniendo la contaminación y minimizando los efectos ambientales producidos como consecuencia de la actividad que desarrollamos en nuestra planta.
- Fomentar la investigación y el desarrollo de tecnologías que contribuyan a la mitigación del cambio climático y que posibiliten una utilización sostenible de los recursos naturales.
- Establecer indicadores y sistemas de reporte que permitan conocer de forma objetiva el impacto ambiental de nuestros centros.
- Mantener la sensibilización y concientización de todos nuestros empleados, fomentando la formación ambiental de los mismos y favoreciendo la participación activa, incluyendo las sugerencias de mejora propuestas por ellos con objeto de fomentar la mejora continua.
- Integrar el sistema de gestión ambiental en la gestión global de Lintrix.
- Definir objetivos y metas concretos y medibles dentro de un programa ambiental, siendo revisables según su consecución al menos una vez al año.
- Establecer un objetivo de reducción de emisiones de gases de efecto invernadero que contribuya a minimizar nuestra huella sobre el medio ambiente.

- Realizar una evaluación periódica anual de los aspectos ambientales derivados de nuestra actividad, a efectos de mantenimiento y mejora continua del sistema de gestión ambiental.
- Respetar la naturaleza y la biodiversidad en el entorno en el que se encuentra la planta de Lintrix.
- Precaución: evitar actuaciones que puedan implicar un riesgo ambiental, independientemente de la gravedad que puedan tener si llegan a materializarse.
- Prevención: evitar las consecuencias ambientales asociadas a una determinada actuación.
- Corrección: prever la forma de contrarrestar las consecuencias ambientales de un riesgo en caso de que se materialice.

Todos los que integramos Lintrix asumimos estos principios, y es nuestra responsabilidad llevarlos a la práctica. Lintrix impulsa la mejora ambiental, y asigna los recursos necesarios para asegurar la exitosa implantación de esta política ambiental.

5) Objetivos y metas ambientales

Un correcto SGMA debe contar con objetivos medioambientales, así como también con metas medioambientales suficientes para mantenerlo funcional. Habiéndose completado la RMAI, y hecho un registro de aspectos e impactos asociados a la actividad de la empresa, la planificación sigue con un correcto planteamiento de objetivos y metas medioambientales.

Los primeros hacen referencia a los fines generales que la organización marca para mejorar la actuación medioambiental. Son fines tales como “reducir el uso del agua” o “mejorar la eficacia energética”. Las metas, por otro lado, son medidas de actuación establecidas que deben alcanzarse para realizar un objetivo dado. Son declaraciones medibles y cuantificables, tales como “a 10 metros cúbicos/día” o “50% en dos años”, y permiten medir el progreso de la organización en cuanto a los objetivos marcados. Es importante que todos los objetivos medioambientales tengan al menos una meta (normalmente más) y todas las metas deben relacionarse con un objetivo declarado.

Al establecer objetivos ambientales se está aportando a la protección del medio ambiente y a la prevención de la contaminación. Algunos puntos tales como la disminución del consumo energético, colaboran no solo con el medio ambiente sino con la economía de la empresa.

Objetivos ambientales

Los objetivos ambientales planteados en Lintrix son los siguientes:

- Reducir el impacto ambiental asociado al uso del catalizador de cromito de cobre. Dentro de este objetivo se encuadran los siguientes:
 - Buscar alternativas para el catalizador, cambiándolo por uno menos contaminante (idealmente, no contaminante). Para ello, se pretende contar con personal de investigación capacitado para evaluar el uso de diferentes catalizadores mediante el estudio de los mismos y/o a partir de informes científicos. Este inciso se considera como un objetivo factible por el hecho de que se ha encontrado que una empresa japonesa llamada Kao en el año 2000 atravesó un período de prueba de un catalizador para el proceso de producción de alcoholes grasos a partir de ácidos grasos, que era a base de cobre, hierro y aluminio. En el trabajo elaborado por la compañía se reporta que la evaluación del desempeño del catalizador de óxido de Cu-Fe-Al se llevó a cabo en la planta propiamente dicha, que tiene una capacidad anual de 35.000 toneladas de alcohol graso. La distribución de producto obtenida resultó ser casi la misma que la del catalizador de Cu-Cr, y la actividad y selectividad se mantuvieron durante el período de prueba. Adicionalmente, el alto rendimiento del catalizador Cu-Fe-Al se confirmó en la prueba de planta.
 - En caso de no poder lograr el objetivo anterior, se buscará reducir la contaminación generada por el catalizador de cromito de cobre. Este objetivo se alcanzaría contando con personal capacitado para evaluar

alternativas para el tratamiento del catalizador gastado y, si fuese necesario, realizando una inversión para una nueva sub-planta en la que pueda tratarse el CuCr.

- Tal como se presentó en el Capítulo 2, existe un proceso patentado para la regeneración del cromito de cobre gastado (Patente estadounidense 4.533.648). Dicho proceso secundario no fue proyectado en este trabajo; sin embargo, podría plantearse la tercerización de este servicio en una primera instancia. De esa forma, la empresa puede evaluar el rendimiento del catalizador regenerado en la hidrogenación. Si se obtuvieran resultados satisfactorios, podría pensarse en la instalación de los equipos necesarios para recuperar el sólido gastado dentro del mismo predio.
- Ante la posibilidad de que el sólido no logre ser regenerado por completo, o que luego de varios usos su actividad decaiga considerablemente, es necesario contemplar la disposición final del mismo. Dado que el cromo presente en el CuCr podría contaminar el suelo o cursos de agua a través de su lixiviación, se debe contratar a una empresa que gestione residuos peligrosos.
- Evaluar la utilización de hidrógeno verde.
- Controlar los consumos de los distintos servicios: energía eléctrica, gas natural y agua. En particular, con respecto al agua, se plantea controlar, optimizar y en lo posible reducir el uso de agua de servicio en la planta. Con ese propósito, se consideran como alternativas la recolección de agua de lluvia y la reutilización del agua aclimatada de distintos equipos para utilizar en otros en los que se necesite. Adicionalmente, se tiene en cuenta como opción formar y concientizar al personal sobre el correcto uso de agua en las prácticas industriales. Por otro lado, como se menciona en los capítulos anteriores, se ingresa agua al sistema en gran cantidad por única vez ya que la misma será recirculada a lo largo del proceso a través de distintos intercambiadores de calor y la reposición de la misma se minimizó con el fin de utilizar la menor cantidad posible.
- Reducir las emisiones de gases de efecto invernadero.

- Trabajar sobre el cálculo y la reducción de la huella de carbono, ya sea utilizando energías limpias o concientizando a los trabajadores para que utilicen transporte público o compartido entre ellos.
- Alargar la vida útil de ciertos equipos siempre que se pueda (maquinaria, vehículos, ordenadores), efectuando intensas tareas de mantenimiento/optimización de los mismos.
- Realizar una sustitución progresiva hacia productos y materiales ecológicos, para su uso dentro de la empresa.
- Disminuir/ anular la generación de efluentes. Este punto se lleva a cabo haciendo que el sistema sea lo más cerrado posible, es decir, que se recirculan la mayor cantidad de corrientes en tanto sea posible. De esta forma no solo se reduce o anula la cantidad de efluentes generados sino que también se reutiliza materia que queda sin reaccionar. Por este motivo, Lintrix se encargó de recircular la corriente de fondo del separador caliente, la corriente de fondo de la última torre de destilación y operar el separador frío a una temperatura tal que el agua que sale por el fondo no afecte el destino final.

Metas ambientales

Como se explicó anteriormente, un SGA sólido y consistente requiere establecer al menos una meta por cada objetivo planteado. Se plantean entonces las siguientes, en relación con los objetivos previos:

- Realizar investigaciones y estudios concretos relativos al catalizador sólido. En caso de poder adquirirse un catalizador alternativo libre de cromo o lograr sintetizarlo en el laboratorio de la empresa, se plantea la siguiente meta temporal: realizar una sustitución progresiva del catalizador de cromito de cobre por aquel libre de cromo (como el de la empresa Kao), con tal de evaluar el efecto del cambio de catalizador sobre el proceso (revisión de las condiciones de operación). Por ejemplo: sustituir un 10% de la alimentación de cromito de cobre (0,924 kg/h) por el catalizador alternativo cada semana, durante un plazo de diez semanas, hasta eliminar el riesgo de la presencia de

cromo en el efluente (esto podría conseguirse siempre y cuando la salida del proceso no se vea afectada por el cambio implementado).

- Sustituir gradualmente el hidrógeno convencional por hidrógeno verde, reemplazando un 10% de la alimentación del gas (3,6 kg/h) cada semana, durante un plazo de diez semanas, hasta alcanzar el abastecimiento completo con H₂ verde.
- Mantener el consumo de los servicios en un rango de $\pm 10\%$ de las necesidades calculadas en los capítulos precedentes (tomando en consideración las estimaciones efectuadas en el diseño preliminar de la planta). Los resultados de los capítulos precedentes permiten calcular indicadores de consumo expresados como cantidad del servicio correspondiente por unidad de producción de alcoholes.
 - Agua: Se consumen 1,8 ton/ton de producto. Si el consumo aumenta considerablemente, se puede evaluar el funcionamiento de la torre de enfriamiento, sugiriendo una temperatura de entrada más baja para evitar grandes pérdidas por evaporación. Otra opción a considerar es una obstrucción en el relleno de la torre, que reduzca el área de contacto entre el agua y el aire. En cuanto a los eyectores, puede verificarse la correcta operación de los condensadores adicionales, para asegurarse que el vapor motriz se condense en un gran porcentaje y se recircule a la caldera.
 - Energía eléctrica: Se consumen 173 kWh/ton de producto. Si el consumo aumenta considerablemente, se puede implementar un programa de mantenimiento en el cual se haga foco en los motores de cada equipo. De esa forma, se aseguraría la correcta lubricación de las partes móviles para evitar pérdidas excesivas de energía por fricción (además de las verificaciones que el equipo de ingeniería considere pertinentes).
 - Gas natural: Se consumen 29 m³/ton de producto. Si el consumo aumenta considerablemente, podría implementarse un programa de mantenimiento en el cual el objetivo sea la revisión de las calderas. Si se necesita más gas que el proyectado para satisfacer los

requerimientos de energía, podría existir una elevada resistencia de ensuciamiento en las superficies de la caldera. Por lo tanto, el foco estaría puesto en asegurar la limpieza de las superficies de transferencia de calor.

- Efectuar controles sobre las emisiones de gases nocivos a la atmósfera, cuya fuente principal son los quemadores de las calderas. Para su control, podría proyectarse un equipo tal como un absorbedor con reacción química en el cual la corriente líquida sea una solución alcalina (así puede darse la reacción con compuestos como CO_2 , SO_x , NO_x que son óxidos ácidos).
- Implementar paulatinamente el uso de productos de limpieza ecológicos, que no dejen residuos luego de su uso y que no resulten agresivos para el medio ambiente. Si se pretende alcanzar el mismo grado de limpieza, es necesario efectuar un monitoreo periódico de las áreas que se limpian (por ejemplo una vez por día) a medida que se va haciendo la transición hacia los nuevos productos, para controlar parámetros de importancia (microbiológicos, entre otros).

7.3.2.- Etapa “H” - Hacer

Esta etapa consiste sencillamente en llevar a la práctica todo aquello establecido en la etapa de planificación.

7.3.3.- Etapa “V” - Verificar

Esta etapa consiste en realizar un seguimiento de los procesos y medirlos teniendo en cuenta a la política ambiental, incluyendo elementos tales como los compromisos y objetivos ambientales y los criterios operacionales. Posteriormente, se debe realizar un reporte de los resultados hallados.

A la hora de implementar una corrección en el proceso, y si se diera la situación de que la acción correctiva aborda un elemento crítico del SGA, puede resultar conveniente establecer una fecha en la propia acción. El objetivo de esta medida es poder asegurarse, dentro de la etapa de verificación del SGA, de que el problema no ha vuelto a aparecer luego del cambio. Un buen síntoma de todo el procedimiento de

cambio radica en que con el paso del tiempo y la repetición del proceso se pueda demostrar que la acción fue eficaz.

7.3.4.- Etapa “A” - Actuar

Esta etapa implica emprender acciones que lleven a una mejora continua. Para saber cómo actuar ante un resultado dado, lo primero que hay que hacer es determinar la llamada “causa de origen” o “causa raíz”, que puede entenderse como aquello que realmente está generando el problema. De esta definición surge que una acción correctiva no puede ser completamente eficaz si no ataca a dicha causa. Por lo general, la causa raíz no es tan evidente y no puede llegarse a ella inmediatamente, sino que el proceso conlleva cierto ordenamiento de la información y trabajo en equipo. Existen diversas técnicas que permiten abordar los problemas con el fin de llegar a la causa raíz y no quedarse con respuestas triviales, entre las que se encuentran:

- **Técnica de los cinco por qué:** Al usar este método, se parte del hecho observado. El primer paso consiste en preguntarse por qué ocurre el mismo. Una vez que se obtiene la respuesta, se procede a repetir la pregunta para llegar a la causa de aquello que se mencionó en la primera respuesta. El procedimiento se reitera hasta tener cinco preguntas con cinco respuestas, donde la última de ellas puede tomarse como la causa raíz. Es evidente que, para que el método permita obtener conclusiones valiosas, cada respuesta debe estar basada en el conocimiento de las distintas partes del proceso, y éste debe ser abordado desde distintos ángulos (es muy conveniente que el grupo de personas que desarrolla esta dinámica sea multidisciplinario).
- **Diagrama de espina de pescado o Ishikawa:** Es una forma de organizar la información en la que se conecta un problema con sus posibles causas organizadas en categorías, ordenadas en el papel de forma que el esquema resulta similar al esqueleto de un pescado.

Cada acción correctiva a implementar bajo el marco de un SGA debe ser tratada casi como un proyecto autónomo. En este, cuestiones como el riesgo, la oportunidad, la

acción requerida, los recursos, el resultado final y el efecto a largo plazo de los productos, las partes interesadas y el servicio deben evaluarse correctamente. Esto es porque puede resultar desalentador que una acción correctiva, con el esfuerzo que conlleva, no resuelva totalmente el problema, por ejemplo, permitiendo la repetición del mismo a través de una planificación incorrecta, falta de recursos, o una mala identificación de la causa de origen o raíz.

Es necesario asegurarse de que la acción correctiva en cuestión es efectiva ya que, a la vez que abre la puerta a una oportunidad de mejora, también introduce cierto riesgo. Estos dos elementos pueden definirse haciendo preguntas tales como qué efecto podría tener lugar sobre el producto o servicio en el futuro, o qué podría suceder cuando el cliente hace uso de los mismos.

A la hora de pensar en una acción correctiva, su implementación debe llevarse a cabo de forma planificada y efectiva. La acción debe desarrollarse en todos los niveles de la empresa y para todos los productos con el objetivo de lograr el cambio. En particular, podría darse que la acción correctiva incluya intervenciones ingenieriles, en cuyo caso es fundamental una comunicación efectiva ya que los cambios en los procesos o servicios deben ser comprendidos por todos los empleados.

7.4.- Bibliografía

- Roberts H., Robinson G.; “Manual de Sistema de Gestión Medioambiental: ISO 14001, EMS”; Ed. Paraninfo; Madrid, España; 1999.
- Sistema de Gestión Ambiental, ISO 14000. Disponible en: https://www.magyp.gob.ar/sitio/areas/d_recursos_humanos/concurso/normativa/archivos/000007_Otras%20normativas%20especificas/000000_SYSTEMA%20DE%20GESTI%C3%93N%20%20AMBIENTAL%20ISO%201400.pdf
- ISO 14001: Principios y fundamentos de la gestión ambiental. Disponible en: <https://www.nueva-iso-14001.com/2015/05/iso-14001-principios-y-fundamentos-de-la-gestion-ambiental/>
- ¿Qué es un Sistema de Gestión Ambiental? Disponible en: <https://www.mific.gob.ni/Inicio/Sistema-de-Gesti%C3%B3n-Ambiental#:~:text=Es%20un%20sistema%20estructurado%20de,compromisos%20en%20materia%20de%20protecci%C3%B3n>
- Diferencias entre la norma ISO 14000 y la norma ISO 14001. Disponible en: <https://www.nueva-iso-14001.com/2019/02/diferencias-entre-iso-14000-e-iso-14001/>
- Política Ambiental de la compañía Indra. Disponible en: https://www.indracompany.com/sites/default/files/politica_ambiental_indracompany_2017.pdf
- Sistemas de Tratamiento de Efluentes. Disponible en: <https://franchiasoc.com.ar/ecoblogger/sistemas-de-tratamiento-de-efluentes/>
- ¿Qué son los aspectos ambientales? Disponible en: <https://www.nueva-iso-14001.com/2018/04/que-son-los-aspectos-ambientales#:~:text=Seq%C3%BAn%20la%20ISO%2014001%3A2015,interactuar%20con%20el%20medio%20ambiente>.
- ISO 14001: Cómo actuar una vez que se inicia una acción correctiva en el SGA. Disponible en: <https://www.nueva-iso-14001.com/2016/11/iso-14001-accion-correctiva-sga/#:~:text=ISO%2014001%202015-,ISO%2014001,en%20la%20norma%20ISO%2014001>.
- Resolución 336/2003 de la Autoridad del Agua de la Provincia de Buenos Aires. Disponible en: <http://www.ada.gba.gov.ar/sites/default/files/2019-04/Resoluci%C3%B3n%20336-03%20ADA%20parametros%20de%20descarga%20adminisble.pdf>
- ¿Qué es el cromo hexavalente? Disponible en: <https://www.fluencecorp.com/es/que-es-el-cromo-hexavalente/>
- Resolución 79179/90 “Recursos Hídricos”. Disponible en: <https://www.argentina.gob.ar/normativa/recurso/93051/texact/htm>
- The Development of Nonchromium Catalyst for Fatty Alcohol Production. Disponible en:

<http://lib3.dss.go.th/fulltext/Journal/J.AOCS/J.AOCS/2000/no.12/v.77n12p1283-1288.pdf>

- Hacia la Economía del Hidrógeno. Mateo J., Suster M. Ministerio de Desarrollo Productivo, Argentina. 2021. Disponible en:
https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/2021/03/dt_7_-_hidrogeno.pdf
- Argentina inició el año 2020 cubriendo el 8% de la energía eléctrica demandada con energías renovables. Disponible en:
<https://www.energiaestrategica.com/argentina-inicio-el-ano-2020-cubriendo-el-8-de-la-energia-electrica-demandada-con-energias-renovables/>
- Descripción del H₂ verde, disponible en:
<https://hidrogenoverde.rionegro.gov.ar/?contID=68578>
- Decreto 1074/18, reglamentario de la Ley N° 5965 de Protección a las Fuentes de Provisión y a los Cursos y Cuerpos Receptores de Agua y a la Atmósfera. Disponible en:
<https://www.opds.gba.gov.ar/sites/default/files/Decreto%201074%2018.pdf>
- Resolución 79179/90, relativa a Recursos Hídricos. Disponible en:
<https://www.argentina.gob.ar/normativa/recurso/93051/texact/htm>

7.5.- Anexo

A continuación, se justifican los puntajes asignados en la prueba de significación de los aspectos identificados, correspondientes a la primera pregunta (afirmativa si existe legislación, regulación, autorización o código de práctica industrial relacionados al aspecto, o si el mismo implica el uso de una sustancia nociva, restringida o especial):

- Uso de hidrógeno: No hay legislación que incluya restricciones respecto al uso de hidrógeno; sin embargo, se considera que dicho gas es una sustancia especial dado que es muy inflamable.
- Uso de catalizador con cromo: En Argentina existe la Resolución 79.179/90, relativa a los Recursos Hídricos, que incluye una tabla de concentraciones límite permisibles en el vertido de aguas servidas. En la misma figuran el cromo trivalente y el cromo hexavalente.
- Uso de envases plásticos: Aún no existe legislación que regule la gestión de los envases; sin embargo, desde el Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible, se ha expresado la necesidad de una “Ley de Presupuestos Mínimos de Gestión Ambiental de Envases y Promoción del Reciclaje Inclusivo”. Se aspira así a una ley que apunte “a una gestión ambientalmente sostenible de los envases, desde su producción hasta su disposición final, a través de distintas iniciativas” como son la Responsabilidad Extendida del Productor, la producción sostenible y el fortalecimiento de los sistemas locales de gestión de residuos.
- Emisión de gases de efecto invernadero a partir de la combustión de gas natural en las calderas: en la Provincia de Buenos Aires existe el Decreto 1074/18, que reglamenta la Ley N° 5965 de Protección a las Fuentes de Provisión y a los Cursos y Cuerpos Receptores de Agua y a la Atmósfera. En el Anexo III de dicho documento figuran valores límite para la emisión de diversos contaminantes, entre los cuales aparecen SO_2 , NO_2 y CO , compuestos que pueden generarse con la combustión del gas natural.
- Consumo eléctrico: Tal como se comentó oportunamente, existe la Ley Nacional 27191 que fija porcentajes de participación de las fuentes de energía renovables que se deben alcanzar con el correr de los años. Adicionalmente,

si se piensa en las fuentes no renovables que implican combustión, también es válido lo indicado en el inciso anterior.