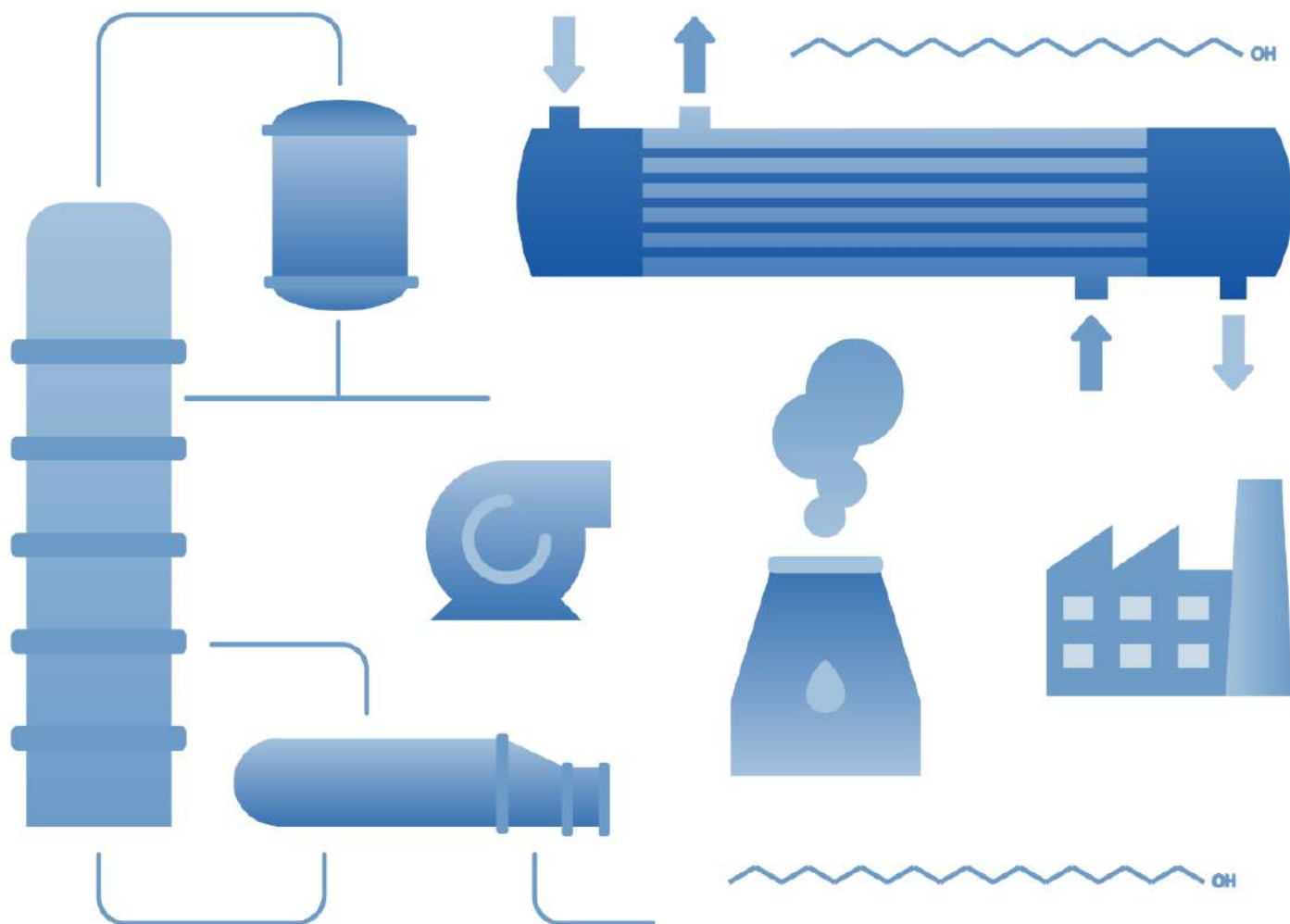




Estudio de factibilidad para la producción de alcoholes grasos

Proyecto final para optar al grado de Ingeniero Químico

*Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química
Universidad Nacional de Mar del Plata
Año 2021*

*Galbán, Francisco
Muro Santamaría, Milena
Torreani, Josefina*

Directores:

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

Contacto:

*galbanfrancisco14@gmail.com
milenamuro14@gmail.com
josefina.torreani.sanchez@gmail.com*



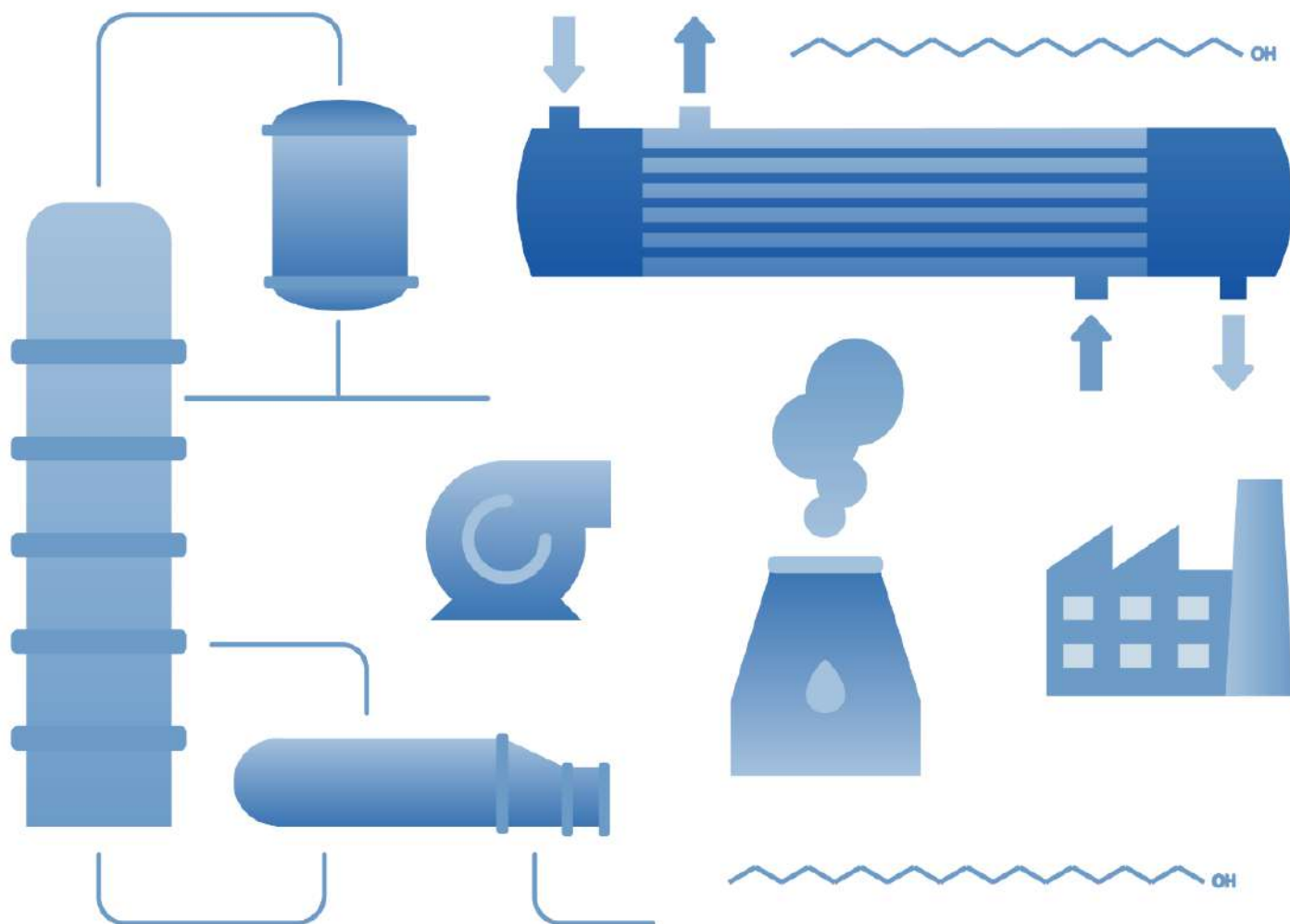
RINFI se desarrolla en forma conjunta entre el INTEMA y la Biblioteca de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata.

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/).



Estudio de factibilidad para la producción de alcoholes grasos

Proyecto final para optar al grado de Ingeniero Químico

*Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química
Universidad Nacional de Mar del Plata
Año 2021*

*Galbán, Francisco
Muro Santamaría, Milena
Torreani, Josefina*

Directores:

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

Contacto:

*galbanfrancisco14@gmail.com
milenamuro14@gmail.com
josefina.torreani.sanchez@gmail.com*

Índice de contenido

Resumen de contenido	9
<i>Capítulo 1: Estudio preliminar</i>	
1.1. Objetivos del capítulo	12
1.2. Resumen ejecutivo	13
1.3. Introducción	15
1.3.1. Procesos oleoquímicos	15
1.3.2. Ventajas de incorporar la etapa de producción de alcoholes grasos	17
1.3.3. Estado de la industria	18
1.4. Materia prima	19
1.4.1. Ácidos grasos	19
1.4.2. Calidad de la materia prima	20
1.4.3. Ventajas y desventajas de la utilización de sebo	21
1.5. Productos	22
1.5.1. Alcoholes grasos	22
1.5.1.1. Propiedades físicas	22
1.5.1.2. Propiedades químicas	23
1.5.2. Especificaciones técnicas y de calidad de los productos	24
1.5.3. Usos y aplicaciones	27
1.5.3.1. Características generales	27
1.5.3.2. Características particulares del alcohol cetílico y estearílico.	29
1.6. Procesos de producción	30
1.6.1. Métodos de producción	30
1.6.1.1. Hidrogenación de ácidos grasos	30
1.6.1.2. Hidrogenación de ésteres de metilo	31
1.6.1.3. Hidrogenación de ésteres grasos	32
1.6.2. Comparación y elección del método de producción	32
1.6.3. Método Lurgi	34
1.6.3.1. Método Lurgi: tecnologías de producción	36
1.6.4. Capacidad de producción	40
1.6.5. Rendimiento y consumos	40

1.6.6. Diagrama en bloques del proceso	42
1.7. Análisis del mercado	43
1.7.1. Producción a nivel mundial	43
1.7.2. Producción de alcoholes grasos en Argentina	45
1.8. Precios de los compuestos involucrados en el proceso	48
1.8.1. Precio de los productos terminados	48
1.8.2. Precio de la materia prima	48
1.9. Ubicación de la planta industrial	49
1.10. Justificación preliminar del proyecto	54
1.11. Bibliografía	56

Capítulo 2: Diagramas de flujo y balances globales de la planta

2.1. Resumen ejecutivo	61
2.2. Tecnología del proceso	63
2.2.1. Pretratamiento de materia prima	63
2.2.2. Esterificación	63
2.2.2.1. Reacción química	64
2.2.3. Hidrogenación	65
2.2.3.1. Reacción química	66
2.2.3.2. Catalizador utilizado	67
2.2.3.3. Reacciones químicas paralelas	69
2.2.3.3.1. Saturación de enlaces múltiples	69
2.2.3.3.2. Formación de hidrocarburos	69
2.2.3.3.3. Formación de éteres	70
2.2.3.3.4. Formación de aldehídos	70
2.2.3.3.5. Hidrogenólisis de C-C	71
2.2.3.3.6. Formación de jabón de cobre	71
2.2.4. Hidrogenación y esterificación (sistema de reacción)	72
2.2.4.1. Diagrama en bloques	72
2.2.4.2. Diagrama tecnológico	73
2.2.4.3. Condiciones de operación	73
2.2.5. Acondicionamiento de corrientes	75
2.2.5.1. Recuperación y acondicionamiento de hidrógeno	76

2.2.5.2. Acondicionamiento del catalizador	77
2.2.5.3. Separación de agua, glicerina y alcohol miristílico	78
2.2.6. Sistema de fraccionamiento	79
2.2.7. Diagrama en bloques global	81
2.3. Balances de masa	82
2.3.1. Efectividad general del proceso	82
2.3.1.1. Disponibilidad	83
2.3.1.2. Producto conforme	84
2.3.1.3. Performance	84
2.3.1.4. Capacidad instantánea de la planta	85
2.3.2. Sistema de reacción	85
2.3.3. Sistema de recuperación y acondicionamiento de hidrógeno	93
2.3.4. Sistema de acondicionamiento del catalizador	94
2.3.5. Sistema de separación de agua, glicerina y alcohol miristílico	95
2.3.6. Sistema de fraccionamiento	95
2.3.7. Balance de masa global	96
2.3.8. Corrientes del proceso	97
2.4. Bibliografía	100
 <i>Capítulo 3: Diseño del sistema de reacción</i>	
3.1. Resumen ejecutivo	102
3.2. Dimensionamiento del reactor	104
3.2.1. Modelo del reactor	105
3.2.1.1. Etapas de transporte y reacción	105
3.2.2. Modelo cinético	107
3.2.2.1. Reacción de esterificación	107
3.2.2.2. Reacción de hidrogenación	111
3.2.3. Simulación del proceso	120
3.2.3.1. Modelo termodinámico	122
3.2.3.2. Corrección por solubilidad	123
3.2.3.3. Análisis de la temperatura de alimentación	124
3.2.3.4. Resultados	126
3.3. Especificaciones constructivas	129
3.3.1. Entradas y salidas	129

3.3.2. Dimensiones del reactor	130
3.3.3. Materiales	136
3.3.3.1. Cálculo del espesor de pared	136
3.4. Diseño térmico	137
3.4.1. Condiciones térmicas de operación	137
3.4.2. Sistema de aislamiento	137
3.4.2.1. Verificación del espesor de aislante - radio crítico de aislamiento	142
3.4.2.2. Análisis de las pérdidas de calor	142
3.5. Sistema de control	144
3.5.1. Control de temperatura	144
3.5.2. Control de presión	145
3.5.2.1. Seguridad	145
3.5.3. Control en sistema de purificación	146
3.6. Diagrama tecnológico de la simulación de la planta	147
3.7. Bibliografía	148
 <i>Capítulo 4: Diseño del sistema de purificación</i>	
4.1. Resumen ejecutivo	151
4.2. Métodos de purificación	154
4.2.1. Separación flash	154
4.2.2. Destilación	155
4.3. Sistema de purificación de hidrógeno	156
4.4. Sistema de separación de agua, glicerina y alcohol miristílico	157
4.4.1. Destilación (método riguroso)	158
4.5. Sistema de purificación de alcoholes grasos	160
4.5.1. Destilación (método corto)	160
4.5.2. Destilación (método riguroso)	163
4.5.2.1. Especificaciones constructivas	166
4.5.2.1.1. Materiales	166
4.5.2.1.2. Diseño	167
4.6. Bibliografía	172

Capítulo 5: Equipos auxiliares e integración energética

5.1. Resumen ejecutivo	175
5.2. Integración energética	177
5.2.1. Principios de diseño PINCH	177
5.2.2. Esquema total de la planta	178
5.2.3. Construcción de curvas compuestas	180
5.2.4. Diseño de red de intercambiadores	184
5.2.5. Intercambiadores de calor con suministro auxiliar	186
5.2.6. Cálculo del área de los intercambiadores	189
5.2.7. Beneficios de la integración energética	194
5.3. Definición y selección de equipos auxiliares	194
5.3.1. Operabilidad de la planta	195
5.3.2. Diseño mínimo adecuado	195
5.3.2.1. Transporte de materiales	195
5.3.2.1.1. Transporte de Sólidos	196
5.3.2.1.2. Transporte de Fluidos	199
5.3.2.1.2.1 Selección de tuberías: diámetro y material	200
5.3.2.1.2.2 Selección de válvulas reductoras de presión	203
5.3.2.1.2.3. Bombas	204
5.3.2.1.2.4. Bombas secundarias	209
5.3.2.1.2.5. Compresores	210
5.3.2.1.2.6. Sistema de vacío: eyectores	212
5.3.2.1.2.7. Almacenamiento de hidrógeno	216
5.3.2.2. Manejo de energía	218
5.3.2.2.1. Equipos auxiliares en torre de destilación	218
5.3.2.2.1.1. Rehervidores	218
5.3.2.2.1.2. Condensadores	222
5.3.2.2.2. Acondicionamiento térmico de productos	225
5.3.2.2.3. Torre de enfriamiento	226
5.3.2.2.4. Caldera	233
5.3.2.2.4.1. Caldera de fluido térmico	233
5.3.2.2.4.2. Caldera generadora de vapor	235
5.3.2.3. Sistema de separación de catalizador	236

5.3.2.3.1. Elección del método de separación	236
5.3.2.3.2. Centrifugación	239
5.3.2.3.3. Filtración	244
5.3.2.3.4. Tanque agitado continuo	245
5.4. Análisis de consumo energético	246
5.5. Bibliografía	247
 <i>Capítulo 6: Análisis económico del proyecto</i>	
6.1. Resumen ejecutivo	252
6.2. Costos de inversión (CapEx)	254
6.2.1. Inversión fija	255
6.2.1.1. Equipamiento	255
6.2.1.1.1. Índice de costos	256
6.2.1.1.2. Factor costo-capacidad	257
6.2.1.1.3. Resumen del costo de los equipos principales	257
6.2.1.2. Terreno	261
6.2.1.3. Otros costos	262
6.2.1.3.1. Fluido térmico	262
6.2.1.3.2. Catalizador	264
6.2.1.4. Estimación de la inversión fija	264
6.2.2. Inversión en capital de trabajo	269
6.2.3. Inversión total	269
6.3. Costos de operación (OpEx)	270
6.3.1. Costos variables	270
6.3.1.1. Costo de materia prima	270
6.3.1.2. Costo de mano de obra	274
6.3.1.3. Costo de servicios	277
6.3.1.3.1. Energía eléctrica	277
6.3.1.3.2. Gas natural	278
6.3.1.3.3. Agua	280
6.3.1.3.4. Fluido térmico	280
6.3.1.4. Costo de supervisión	281
6.3.1.5. Costo de mantenimiento	281
6.3.1.6. Costo de laboratorio	282

6.3.1.7. Costo de envases	282
6.3.1.8. Costo de catalizador	283
6.3.1.9. Costo de suministros	284
6.3.1.10. Distribución de costos variables	284
6.3.2. Costos fijos	285
6.3.2.1. Depreciación	285
6.3.2.2. Impuestos	286
6.3.2.3. Seguros	286
6.3.2.4. Financiación	286
6.3.2.5. Ventas y distribución	286
6.3.2.6. Dirección y administración	287
6.3.2.7. Investigación y desarrollo	288
6.3.2.8. Distribución de costos fijos	288
6.3.3. Distribución de costos de operación	288
6.4. Ingresos por ventas	289
6.5. Cronograma	290
6.6. Justificación de la inversión	291
6.6.1. Comparación planta productora de ácidos grasos y alcoholes grasos	292
6.6.1.1. Comparación de costos de producción	292
6.6.1.2. Comparación de los ingresos por ventas y beneficio neto	293
6.6.2. Cuadro de usos y fuentes	294
6.6.3. Cálculo de la rentabilidad del proyecto	296
6.6.3.1. Valor presente	297
6.6.3.2. Tasa interna de retorno (TIR)	298
6.6.3.3. Tiempo de repago	298
6.6.3.4. Análisis de rentabilidad	300
6.6.3.5. Punto de equilibrio	300
6.6.3.5.1. Consideraciones del modelo lineal de punto de equilibrio	301
6.6.4. Análisis de sensibilidad	303
6.6.5. Conclusiones	307
6.7. Bibliografía	308
 <i>Capítulo 7: Gestión ambiental</i>	
7.1. Resumen ejecutivo	311

7.2. Justificación ambiental del proyecto	312
7.3. Sistema de gestión ambiental	313
7.3.1. Beneficios	313
7.3.2. Factores de éxito	314
7.3.3. Modelo planificar-hacer-verificar-actuar	315
7.4. Política ambiental	316
7.5. Aspectos e impactos ambientales	318
7.5.1. Impactos ambientales	320
7.5.1.1. Identificación y evaluación de los impactos ambientales	321
7.5.1.1.1. Impactos controlados por diseño	324
7.5.1.1.1.1 Consumo de agua	324
7.5.1.1.1.2. Generación de efluentes	324
7.5.1.1.2. No conformidades, acciones correctivas y preventivas	324
7.5.1.1.3. Efluentes	328
7.5.2. Objetivos ambientales	331
7.5.2.1. Consumo de agua	331
7.5.2.2. Consumo de gas natural	331
7.5.2.3. Consumo de energía eléctrica	332
7.5.2.4. Generación de efluentes	332
7.6. Bibliografía	333

Resumen de contenido

El presente proyecto se basa en un estudio de factibilidad para la producción de alcoholes grasos, utilizando ácidos grasos como materia prima. Se estudian las distintas tecnologías de producción. Posteriormente, se realiza un estudio de mercado para evaluar la conveniencia de la instalación de la planta productora en Argentina, analizando la oferta y demanda, y se realiza una justificación preliminar del proyecto. A partir de esto, se selecciona la capacidad de producción de la planta. También, se detallan las propiedades de materia prima a utilizar, y condiciones de pureza del producto a obtener.

A partir de ello, se selecciona el método Lurgi como el más conveniente para producir alcoholes grasos. Se define el sistema de reacción, empezando por una esterificación rápida sin catálisis, seguida por una hidrogenación catalizada con cromito de cobre. Se seleccionan las condiciones de operación, que resultan alta presión y temperatura. Una vez definidas estas características, se plantean balances de masa preliminares, para evaluar el consumo de reactivos y la producción. Se definen subsistemas, y se estudian diagramas tecnológicos ejemplo de cada uno.

A continuación, se lleva a cabo el diseño del reactor, donde ocurre tanto la esterificación como la hidrogenación. Se definen las ecuaciones cinéticas y modelos termodinámicos y, a partir de ellos, se modela el sistema del reactor. Se definen las dimensiones y material, así como condiciones térmicas de operación. Por último, se presentan las posibilidades de sistemas de control.

Se prosigue con el diseño del sistema de purificación, que incluye el acondicionamiento de hidrógeno, eliminación de impurezas, acondicionamiento de catalizador y obtención de la calidad deseada en el producto. Se diseñan las torres de destilación correspondientes para realizar el correcto fraccionamiento de los alcoholes grasos, y se definen sus características constructivas.

Una vez establecido el esquema general de la planta, se prosigue a realizar la integración energética. Se basa en el método Pinch, y consiste en aprovechar la carga

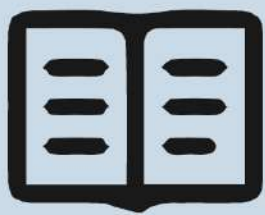
térmica de algunas corrientes para acondicionar otras. Aquellas corrientes en las que no sea posible alcanzar las condiciones del proceso mediante este método, se les suministra o extrae energía mediante corrientes auxiliares. Se definen los intercambiadores de calor involucrados, así como los fluidos auxiliares a utilizar. Adicionalmente, se determinan los equipos auxiliares necesarios para el proceso en general: bombas, calderas, centrífugas, torres de enfriamiento, eyectores, entre otros. Por último, se calcula el requerimiento energético total de la planta.

A partir del diseño completo de la planta, se lleva a cabo un análisis económico del proyecto. Se evalúan los costos de inversión (CapEx), los costos de operación (OpEx), y finalmente, la rentabilidad de la producción de alcoholes grasos. Se compara el beneficio obtenido con el que se obtendría si se comercializara directamente la materia prima, es decir, los ácidos grasos. Además, se realiza un análisis de sensibilidad de la variación de la rentabilidad del proyecto, respecto al cambio en el precio de venta de los alcoholes, el costo de materia prima y la inversión.

En última instancia, se plantea la gestión ambiental del proyecto, que incluye un análisis global en su conjunto y un análisis detallado de sus principales componentes. Se detallan los aspectos e impactos ambientales generados en la planta que son de mayor importancia en el presente proyecto. Se define la política ambiental de la empresa junto con sus objetivos y metas correspondientes, estableciendo límites para los objetivos ambientales más importantes.

CAPÍTULO 1

*Estudio
preliminar*



1.1. Objetivos del capítulo

En el presente capítulo se realiza un análisis preliminar del proyecto. El mismo tiene como objetivo principal el estudio de factibilidad de la producción de alcoholes grasos utilizando como materia prima ácidos grasos obtenidos a partir de sebo vacuno. Se analizan las ventajas y desventajas de incorporar la etapa productiva, demostrando la conveniencia que genera adicionarla, ya que se obtiene un producto con mayor valor agregado y, por lo tanto, un mayor beneficio económico.

Por un lado, se enumeran las características principales, los usos y aplicaciones, las propiedades y las especificaciones técnicas de calidad tanto de las materias primas involucradas en el proceso, como de los productos de interés. Además, se describen las diferentes rutas de reacción para la obtención de los alcoholes grasos, mencionando las condiciones de trabajo y los equipos utilizados para llevar a cabo cada una de ellas. Luego, se realiza una comparación cualitativa entre las mismas, en el que se concluye la conveniencia de la implementación del método Lurgi. Finalmente, se construye el diagrama de bloques preliminar de la planta, basado en la ruta de síntesis seleccionada previamente. Asimismo, se selecciona la capacidad de producción nominal de la planta.

Por otro lado, se realiza un análisis del mercado de los alcoholes grasos indicando tanto la demanda como la oferta a nivel mundial y local. Se analizan los precios de los compuestos involucrados en el proceso. Además, se hace un análisis de la localización de la planta, teniendo en cuenta varios factores como la disponibilidad de materias primas, la demanda local, etc.

Finalmente, se realiza la justificación preliminar del proyecto teniendo en cuenta que el mismo brinda una gran variedad de beneficios, no solo a la empresa productora en cuestión, sino también al sector económico argentino y al medio ambiente.

1.2. Resumen ejecutivo

En el presente informe se analiza la posibilidad de extender la línea de producción de una empresa preexistente. La empresa se encuentra instalada en el Parque Industrial Privado Tortuguitas, ubicado en el partido de Malvinas Argentinas en la Provincia de Buenos Aires. La idea principal está basada en obtener como producto final alcoholes grasos, utilizando el producto actual, los ácidos grasos, como materia prima. Éstos últimos son obtenidos a partir de sebo vacuno en la línea original, y son utilizados como materia prima para producir alcohol estearílico y cetílico de calidad 98% p/p, que tienen un mayor valor agregado que el producto original, otorgándole mayores ingresos a la empresa.

Se propone la adición a la línea productiva de los siguientes procesos: esterificación, hidrogenación, destilación y fraccionamiento, para obtener finalmente los alcoholes grasos deseados (**figura 1.1**). Para la ruta de producción se utiliza el método Lurgi de obtención de alcoholes grasos a partir de ácidos grasos.

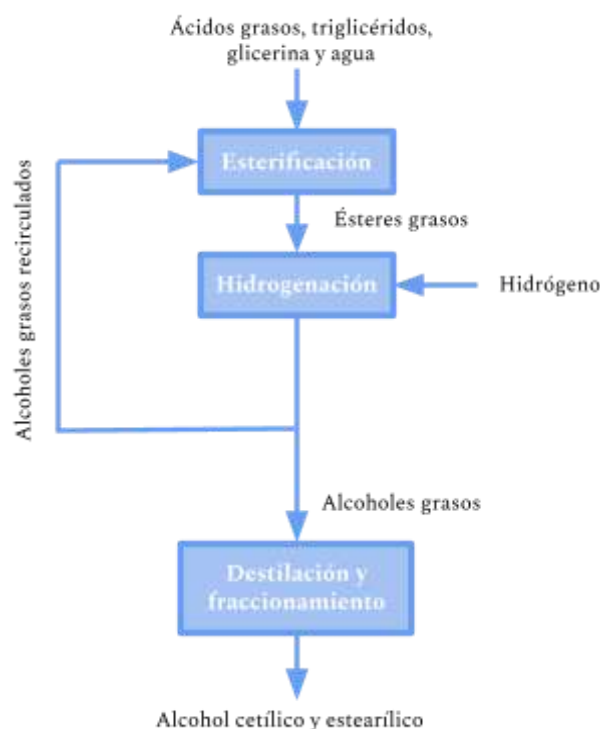


Figura 1.1. Diagrama en bloques preliminar del proceso productivo.

El mercado mundial de alcoholes grasos en el año 2020 fue de 5.400 millones de dólares y se espera que alcance los 7.000 millones de dólares en 2025. En Argentina no se conocen productores de alcoholes grasos hasta el momento. Por esta razón, el presente proyecto estaría orientado a cubrir parte de la demanda interna del país.

El precio de venta FOB del alcohol cetílico y del estearílico es de 1800 US\$/ton. En la **tabla 1.1** se presentan las especificaciones de la materia prima junto con los precios de venta FOB de los ácidos grasos. El precio promedio de los ácidos grasos considerando las composiciones presentes en la mezcla es de 1.373,2 US\$/ton. La mezcla de agua, glicerina y triglicéridos se la considera como impurezas en la corriente de materia prima.

Tabla 1.1. Especificaciones de la materia prima y precios de venta FOB.

Especie	% p/p	Precio FOB (US\$/ton)
Ácido esteárico (C18:O)	19,38	1.200
Ácido oleico (C18:1)	46,44	1.500
Ácido palmítico (C16:O)	29,18	1.200
Ácido mirístico (C14:O)	0,8	1.700
Ácido linoléico (C18:2)	4,02	1.997
Agua + glicerina + TG	0,18	-

Se opta por tomar una capacidad de producción nominal de 2 ton/h, así se logran cubrir con los requerimientos de la demanda del país para abastecer el mercado local de alcoholes grasos, y también destinar parte de la producción a la exportación.

Los alcoholes grasos se utilizan principalmente en la industria de la cosmética, como elementos de cuidado personal, y como detergentes y jabones.

1.3. Introducción

1.3.1. Procesos oleoquímicos

La oleoquímica se basa en la producción de materias primas para la industria química a partir de grasas y aceites de origen vegetal o animal, los cuales son biodegradables y renovables, a diferencia de la petroquímica que lo hace a partir del petróleo crudo. El proceso básico comprende la separación de la glicerina de los ácidos grasos.

La ruta típica de los procesos oleoquímicos comúnmente utilizados se esquematizan como se indica en la **figura 1.2**.



Figura 1.2. Ruta típica de los procesos oleoquímicos.

A continuación se detallan las etapas más importantes de los procesos oleoquímicos.

Hidrólisis: es el proceso mediante el cual, utilizando alta presión, alta temperatura y agua, se rompen las moléculas de aceite produciendo ácidos grasos y glicerina. Los ácidos grasos producidos necesitan posteriormente refinarse y fraccionarse. La glicerina sale del proceso diluida en 80% de agua, que debe ser removida posteriormente. Se utilizan reactores de acero inoxidable de alta presión (60 bar), intercambiadores de calor, equipos de vacío, bombas y condensadores.

Refinación de los ácidos grasos: conocida como destilación, consiste en la eliminación de impurezas provenientes del proceso de hidrólisis. La misma se realiza a altas temperaturas y en condiciones de vacío. Los ácidos grasos pueden ser utilizados directamente para producir jabón, para ser fraccionados o para producir metil ésteres.

Fraccionamiento de los ácidos grasos: el mismo consiste en la separación de los ácidos grasos, dependiendo de la materia prima utilizada. Los ácidos grasos, luego de ser destilados, se separan por peso molecular, de tal forma que se producen componentes puros mediante el proceso de fraccionamiento.

Producción de viruta de jabón: consiste en la neutralización continua de los ácidos grasos con soda cáustica, para formar agua jabonada. A este producto intermedio se le agregan los componentes neutros del jabón. Se somete a un secado al vacío y por último se la escama para ser envasado y despachado. La viruta de jabón está sustituyendo a los jabones provenientes de la saponificación directa de los aceites y, principalmente, la del sebo, mejorando la calidad.

Proceso de evaporación del agua de glicerina: este proceso consiste en la remoción del agua de la glicerina proveniente del proceso de hidrólisis, debido a que esta mezcla contiene 80% de agua. Es un proceso físico mediante vacío y calentamiento a vapor. El agua se evapora por etapas. El condensado, que es agua pura, se reutiliza en el proceso de hidrólisis, con el respectivo ahorro de agua y energía.

Refinación de la glicerina: consiste en la purificación de la glicerina, al remover el 20% del agua y eliminar las impurezas. Se destila el agua contenida utilizando vacío y una

columna empacada, luego se filtra el producto a través del carbón activado, donde se elimina cualquier color y olor que contenga. Después del filtrado, el producto tiene características del 99,8% de pureza y una transparencia absoluta.

A partir de los ácidos grasos y sus principales derivados se pueden obtener nuevos subproductos que tienen una amplia gama de aplicaciones finales directas e indirectas en la industria. Los principales productos que se obtienen mediante procesos oleoquímicos se presentan en la **figura 1.3**.

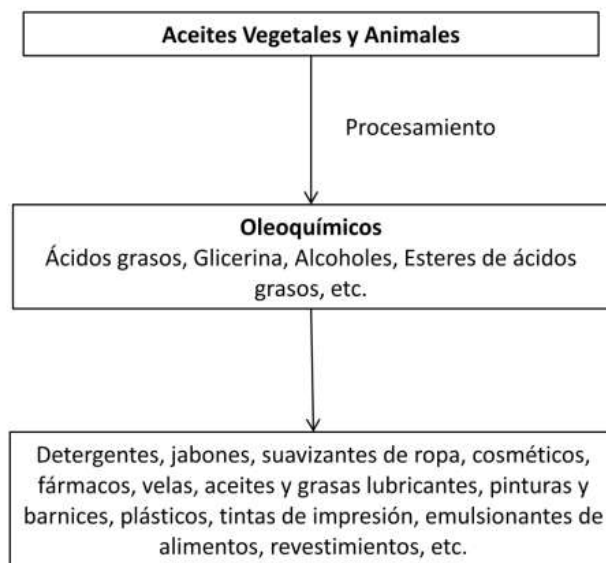


Figura 1.3. Productos que se obtienen a partir de oleoquímicos.

1.3.2. Ventajas de incorporar la etapa de producción de alcoholes grasos

La principal ventaja al momento de incorporar la etapa de producción de alcoholes grasos es obtener un producto de mayor valor agregado, buscando maximizar el beneficio del proceso productivo. Los ácidos grasos dominan el mercado oleoquímico mundial, por lo que es valioso obtener un subproducto y generarle una utilidad adicional a la materia prima.

El mercado de los alcoholes grasos de origen natural está en constante crecimiento ya que se busca reemplazar aquellos de origen petroquímico. Éstos últimos son menos biodegradables y potencialmente tóxicos para el medio ambiente. Por ello, sería esencial

potenciar un producto que, además de ser beneficioso en términos económicos, colabore con la ética ecológica.

El precio de venta del producto obtenido al agregar esta etapa es mayor que el del ácido graso, esto genera una mayor ganancia y por ende, un mayor beneficio de producción.

El objetivo de incorporar dicha planta productiva estaría principalmente apuntado a abastecer el mercado local en Argentina. Esto es así, ya que el país maneja altos volúmenes de importación por parte de las empresas productoras locales, por lo que se busca sustituir las importaciones. De este modo, las empresas se ahorrarían los costos involucrados en la importación. Por otro lado, parte de la producción estaría destinada a la exportación, por lo que Argentina se insertaría en un mercado mundial que anteriormente no estaba abarcado por el país.

1.3.3. Estado de la industria

Debido al aumento del precio del petróleo, los alcoholes de larga cadena de origen oleoquímico están aumentando en forma constante su participación en el mercado.

La demanda del mercado de alcoholes grasos naturales está impulsada por el aumento de la necesidad de tener ingredientes de origen natural para la fabricación de detergentes, jabones y productos para el cuidado personal. El aumento de las preocupaciones ambientales y de salud a nivel mundial con respecto al uso de alcoholes grasos de origen petroquímico impulsa el crecimiento del mercado de los alcoholes grasos naturales. Además, varias industrias están convergiendo hacia el desarrollo eficiente de productos químicos biodegradables y de origen natural mediante el uso de materias primas de origen biológico para reducir la huella de carbono global.

En el campo de la tecnología de producción de alcoholes oleoquímicos, se han hecho progresos considerables en los últimos años. Mientras que tradicionalmente la hidrogenación de ésteres metílicos se realizaba a una presión de 300 atmósferas, nuevas tecnologías desarrolladas por Davy permiten trabajar a 40 atmósferas, lo que puede reducir

la inversión en forma considerable. Por otro lado, la empresa Lurgi ha desarrollado un proceso que utiliza ácidos grasos como materia prima para la producción de alcoholes grasos. Esta tecnología es interesante para los grandes productores de ácidos grasos que desean utilizar su propia materia prima.

Los alcoholes de larga cadena son productos muy importantes para la producción de tensioactivos utilizados en detergentes, shampoo, jabón líquido y otros productos de cuidado personal. Aproximadamente tres cuartos de la producción mundial de alcoholes grasos está destinado a la producción de tensoactivos no iónicos y aniónicos.

Los principales productos químicos provenientes de las materias grasas son ácidos grasos libres y derivados de los mismos, como alcoholes, aminas, ésteres y también el glicerol. En la **figura 1.4** se puede observar esta distribución.

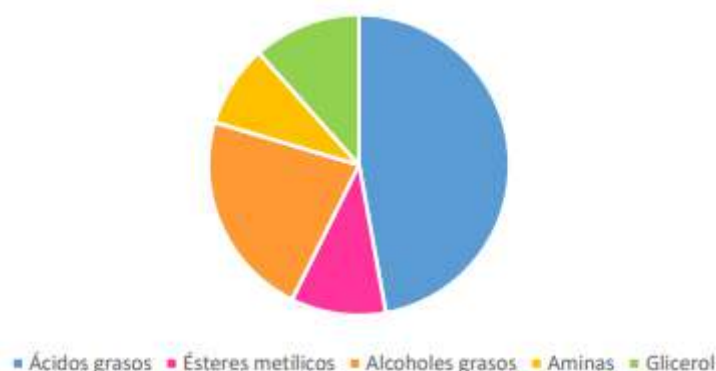


Figura 1.4. Producción de oleoquímicos básicos en el año 2000.

1.4. Materia prima

1.4.1. Ácidos grasos

Los ácidos grasos son ácidos carboxílicos de cadena lineal, de diferente longitud o número de átomos de carbono. Cada átomo de carbono se une al siguiente y al precedente por medio de un enlace covalente sencillo o doble.

El ácido oleico (C18) es un ácido graso con una insaturación y es el más abundante de los ácidos grasos insaturados en la naturaleza, también hay poliinsaturados como el ácido

linolénico (C18) que contiene dos o más dobles enlaces. El ácido láurico (C12) es el ácido principal presente en el aceite de coco (45 - 50%) y en el aceite de palma (45 - 55%). El ácido palmítico (C16) constituye entre el 20 y el 30% de las grasas animales y también es un componente importante de la mayoría de las grasas de origen vegetal (35-45% de aceite de palma).

Por otro lado, el ácido esteárico (C18) es el ácido graso de cadena larga más común en la naturaleza, y proviene tanto de grasas animales como vegetales. Es ampliamente utilizado como lubricante y aditivo en preparaciones industriales. Se utiliza en la fabricación de estearatos metálicos, productos farmacéuticos, jabones, cosméticos, y envases de alimentos. También se usa como suavizante y agente dispersante en cauchos.

1.4.2. Calidad de la materia prima

La planta en cuestión procesa ácidos grasos obtenidos a partir de sebo vacuno para la producción de alcoholes grasos.

La materia prima utilizada es una mezcla de ácidos grasos. La composición de esta mezcla utilizada como materia prima ya se encuentra establecida, debido a que es el producto de la planta productora original, la misma se detalla a continuación en la **tabla 1.2**.

Tabla 1.2. Especificaciones de la materia prima.

Especie	% p/p
Ácido esteárico (C18:0)	19,38
Ácido oleico (C18:1)	46,44
Ácido palmítico (C14:0)	29,18
Ácido mirístico (C14:0)	0,8
Ácido linoléico (C18:2)	4,02
Agua + glicerina + TG	0,18

1.4.3. Ventajas y desventajas de la utilización de sebo

Como se ha mencionado a lo largo del presente informe, los alcoholes grasos pueden ser obtenidos a partir de diversas materias primas. Pueden ser de origen oleoquímico o petroquímico, siendo los primeros los preferidos en la actualidad por cuestiones ecológicas. Dentro de los de origen oleoquímico, se destacan como materia prima a utilizar: aceite de palma, aceite de coco y aceite de soja. En los últimos años se prefirió la producción de aceite de palma, principalmente en las regiones tropicales. El auge del cultivo de palma, debido a la alta demanda, se volvió controversial. Trae consigo problemas tales como deforestación, conservación de la vida silvestre, conflictos en la posesión de tierras, utilización masiva de agua, fertilizantes y pesticidas; entre otros. En fin, genera una devastación ambiental. Por esta razón, el sebo es una buena alternativa para utilizarlo como materia prima para producir alcoholes grasos.

Sin embargo, la utilización de sebo conlleva problemas derivados de la ganadería intensiva. El metano que libera el ganado bovino corresponde al 20% de las emisiones de gases de efecto invernadero en Argentina, la mayor amenaza al cambio climático en el país, según el Inventario realizado por la Secretaría de Ambiente en 2017. Además, si se consideran los residuos, la deforestación para plantar pasto, la producción de piensos y el procesamiento de carne, entre otros, ascienden al 35% de las emisiones totales. A pesar de

esto, hoy en día se están evaluando medidas orientadas a aumentar la productividad del sector ganadero, con su consecuente reducción de emisiones por kilogramo producido.

El sebo es un subproducto de la industria alimenticia. Aunque antiguamente se consideraba un desecho, hoy en día se intenta reciclar la mayor cantidad de subproductos obtenidos del animal, ya que son una gran proporción del mismo; aproximadamente un 40% del peso vivo de una res. Por esta razón, ya que representa un gran volumen de residuos pero con alto potencial para su uso como materia prima, su reciclaje es imprescindible. Es una buena alternativa frente al aceite de palma, ya que se evita deforestar y se aprovecha un subproducto de una industria predominante en la Argentina.

1.5. Productos

1.5.1. Alcoholes grasos

Los alcoholes grasos o superiores son alcoholes monohídricos alifáticos que contienen seis o más átomos de carbono. Dependiendo de las materias primas utilizadas, los alcoholes se clasifican en naturales o sintéticos. Los alcoholes grasos naturales se basan en recursos renovables tales como grasas, aceites y ceras de plantas de origen animal y vegetal, mientras que los sintéticos se producen a partir de productos petroquímicos como olefinas y parafinas.

Los alcoholes grasos de interés en el presente proyecto son el alcohol cetílico (C16) y el estearílico (C18), ambos con una pureza 98% p/p. Los mismos son alcoholes grasos saturados ya que no presentan en su estructura dobles enlaces.

1.5.1.1. Propiedades físicas

Los alcoholes grasos saturados hasta el dodecanol son claros, líquidos e incoloros. Del tetradecanol en adelante presentan una consistencia cerosa. Se clasifican en dos grupos homólogos; los de bajo peso molecular y los de alto peso molecular. Los primeros tienen olores característicos, los segundos son inodoros, excepto si tienen trazas de impurezas

como compuestos carbonílicos o hidrocarburos que usualmente están presentes. Los alcoholes saturados cristalizan en una red casi ortorrómbica y todos tienen una densidad específica más baja que el agua.

Los puntos de ebullición y de fusión de los alcoholes grasos se incrementan uniformemente a medida que aumenta el número de carbonos. El impacto de la polaridad del grupo hidroxilo disminuye con el aumento de la longitud de la cadena carbonada. Por lo tanto, el hexanol e incluso el octanol muestran cierta solubilidad en agua, pero el decanol y los alcoholes grasos superiores pueden ser considerados inmiscibles con agua. Sin embargo, se observa una ligera higroscopicidad incluso con octadecanol y alcoholes grasos superiores, que pueden absorber el vapor de agua del aire durante el almacenamiento.

Algunos solventes adecuados para los alcoholes grasos son compuestos orgánicos comunes como el éter de petróleo, alcoholes de bajo peso molecular y dietiléter.

1.5.1.2. Propiedades químicas

La importancia industrial de los alcoholes grasos se debe a la gran cantidad de reacciones que puede sufrir el grupo hidroxilo. La **figura 1.5** muestra algunos ejemplos típicos, muchos de los derivados resultantes son productos intermedios de importancia comercial.

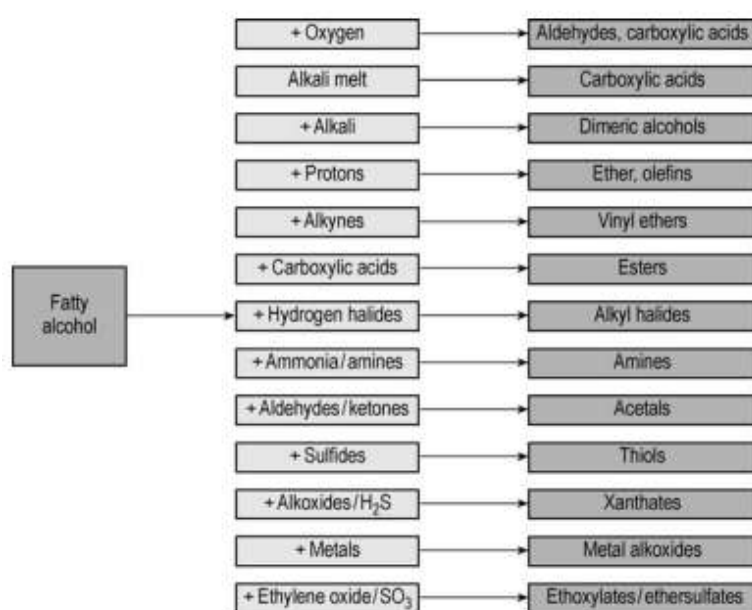


Figura 1.5. Reacciones típicas de alcoholes grasos.

En condiciones normales, los alcoholes grasos son resistentes a la oxidación. Sin embargo, pueden ser convertidos en aldehídos o ácidos carboxílicos usando oxidantes fuertes o por oxidación catalítica con aire u oxígeno.

En la **tabla 1.3** se resumen las propiedades físicas y químicas de algunos alcoholes grasos. En ella, se resaltan los alcoholes grasos de interés en el presente proyecto.

Tabla 1.3. Propiedades físicas y químicas de los alcoholes grasos.

IUPAC name	Common name	CAS registry number	Molecular formula	M_r	Hydroxyl number	mp, °C	bp, °C (p, kPa)	Density, g/cm ³ (t, °C)	Refractive index (t, °C)
1-Hexanol	caproic alcohol	[111-27-3]	C ₆ H ₁₄ O	102.2	548	-52	157	0.819 (20)	1.4181 (20)
1-Heptanol	enanthic alcohol	[111-70-6]	C ₇ H ₁₆ O	116.2	482	-30	176	0.822 (20)	1.4242 (20)
1-Octanol	caprylic alcohol	[111-87-5]	C ₈ H ₁₈ O	130.2	430	-16	195	0.825 (20)	1.4296 (20)
1-Nonanol	pelargonic alcohol	[143-08-8]	C ₉ H ₂₀ O	144.3	388	-4	213	0.828 (20)	1.4338 (20)
1-Decanol	capric alcohol	[112-30-1]	C ₁₀ H ₂₂ O	158.3	354	7	230	0.829 (20)	1.4371 (20)
1-Undecanol		[112-42-5]	C ₁₁ H ₂₄ O	172.3	326	16	245	0.830 (20)	1.4402 (20)
1-Dodecanol	lauryl alcohol	[112-53-8]	C ₁₂ H ₂₆ O	186.3	300	23	260	0.822 (40)	1.4428 (20)
1-Tridecanol		[112-70-9]	C ₁₃ H ₂₈ O	200.4	280	30	276		
1-Tetradecanol	myristyl alcohol	[112-72-1]	C ₁₄ H ₃₀ O	214.4	261	38	172 (2.67)	0.823 (40)	1.4358 (50)
1-Pentadecanol		[629-76-5]	C ₁₅ H ₃₂ O	228.4	245	44			1.4408 (50)
1-Hexadecanol	cetyl alcohol	[36653-82-4]	C ₁₆ H ₃₄ O	242.5	230	49	194 (2.67)	0.812 (60)	1.4392 (60)
1-Heptadecanol	margaryl alcohol	[1454-85-9]	C ₁₇ H ₃₆ O	256.5	218	54			
1-Octadecanol	stearyl alcohol	[112-92-5]	C ₁₈ H ₃₈ O	270.5	207	58	214 (2.67)	0.815 (60)	1.4388 (60)
1-Nonadecanol		[1454-84-8]	C ₁₉ H ₄₀ O	284.5	196	62			1.4328 (70)
1-Eicosanol	arachidyl alcohol	[629-96-9]	C ₂₀ H ₄₂ O	298.6	187	64	215 (1.33)	0.806 (70)	
1-Heneicosanol		[15594-90-8]	C ₂₁ H ₄₄ O	312.6	179	68			
1-Docosanol	behenyl alcohol	[661-19-8]	C ₂₂ H ₄₆ O	326.6	171	71	241 (1.33)	0.807 (80)	
1-Tricosanol		[3133-01-5]	C ₂₃ H ₄₈ O	340.6	164	74			
1-Tetracosanol	lignoceryl alcohol	[506-51-4]	C ₂₄ H ₅₀ O	354.7	158	77			
1-Pentacosanol		[26040-98-2]	C ₂₅ H ₅₂ O	368.7	152	78			
1-Hexacosanol	ceryl alcohol	[506-52-5]	C ₂₆ H ₅₄ O	382.7	146	81			
1-Heptacosanol		[2004-39-9]	C ₂₇ H ₅₆ O	396.8	141	82			
1-Octacosanol	montanyl alcohol	[557-61-9]	C ₂₈ H ₅₈ O	410.8	136	84			
1-Nonacosanol		[6624-76-6]	C ₂₉ H ₆₀ O	424.8	132	85			
1-Triacontanol	myricyl alcohol	[593-50-0]	C ₃₀ H ₆₂ O	438.8	128	87			
1-Hentriacontanol	melissyl alcohol	[544-86-5]	C ₃₁ H ₆₄ O	452.9	124	87			
1-Dotriacontanol	lacceryl alcohol	[6624-79-9]	C ₃₂ H ₆₆ O	466.9	120	89			
1-Tritriacontanol		[71353-61-2]	C ₃₃ H ₆₈ O	480.9	116				
1-Tetracontanol	geddyl alcohol	[28484-70-0]	C ₃₄ H ₇₀ O	494.9	113	92			

1.5.2. Especificaciones técnicas y de calidad de los productos

Los alcoholes grasos deben cumplir con ciertas especificaciones de calidad mínimas para poder acceder a mercados internacionales.

Los alcoholes grasos de uso comercial, generalmente, deben tener un bajo valor de saponificación y bajo valor ácido. A continuación se definen cada uno de los términos usados para especificar la calidad de los productos.

- ❖ *Valor ácido (AV)*: es una medida del contenido de ácidos grasos libres presente en el alcohol y se define como el número de miligramos de KOH requeridos para neutralizar los ácidos grasos libres en 1 gramo de alcohol.
- ❖ *Valor de saponificación (SV)*: da, junto con el valor ácido, una medida del contenido de ésteres libres en el alcohol producido, y se define como el número de miligramos de KOH requeridos para saponificar completamente los ésteres y ácidos grasos libres en 1 gramo de alcohol.
- ❖ *Valor éster (EV)*: es el número que se obtiene por sustracción entre el valor de saponificación y el valor ácido.
- ❖ *Valor de yodo (IV)*: se mide como el número de gramos de I_2 que son absorbidos por 100 gramos de alcohol. El valor de yodo indica la cantidad de enlaces dobles contenidos en el alcohol producido.

Las especificaciones técnicas de los alcoholes grasos en general se resumen en la **tabla 1.4**. Se representan los valores de los parámetros indicativos de la calidad de los mismos en forma genérica.

Tabla 1.4. Especificaciones técnicas de los alcoholes grasos.

PARÁMETRO	VALOR
Índice Ácido	0,1 máx.
Índice de Saponificación	1,0 máx.
Índice de Yodo	0,5 máx.
Índice de Hidroxilo	285-295
Índice de Carbonilo	100 ppm máx.
Humedad (%Peso)	0,2 máx.
Hidrocarburos (% Peso)	0,5 máx.
Color APHA	10 máx.

Fuente: Kao Corporation, KALKOL 2450 Product Specification Sheet.

El alcohol cetílico es uno de los productos de interés. Es un alcohol graso derivado de la saponificación de los ácidos grasos. En la **tabla 1.5** se detallan las especificaciones del producto del fabricante Timur Oleochemicals Malaysia.

Tabla 1.5. Especificaciones Alcohol cetílico C16- 98% min.

Alcohol cetílico C16-98% min.			
Parámetro	Método	Especificación	Valor típico
Índice de acidez (mgKOH /g)	ISO 660 (Parte 5): 1996	0,1 máximo	0,01
Valor de yodo % max.	AOCS Tg I-64:1997	0,5 máximo	0,14
Valor de saponificación (mgKOH/g)	AOCS Tg I-64: 1997	0,5 máximo	0,03
Valor de hidroxilo % max.	AOCS Cd 13-60: 1997	228-233	229
Punto de solidificación (°C)	ISO 3841: 1997	47-50	48,5
Contenido de agua % max.	ISO 760 (Parte 7): 1978	0,3 máximo	0,12
Especificación adicional			
% de hidrocarburo	En Hse QC 027	0,5 máx.	-
Color APHA	ASTM D1209	10 máx.	-
Almacenamiento: el producto almacenado en envases cerrados en condiciones ambientales debe ser estable al menos 2 años.			

El alcohol estearílico es otro de los productos de interés del proceso. También es derivado de la saponificación de ácidos grasos. A continuación, en la **tabla 1.6** se detallan las especificaciones del fabricante Timur Oleochemicals Malaysia.

Tabla 1.6. Especificaciones Alcohol estearílico C18-98% min.

Alcohol estearílico C18-98% min.		
Parámetro	Método	Especificación
Índice de acidez (mgKOH /g)	ISO 660 (Parte 5): 1996	0,1 máximo
Valor de yodo % max.	AOCS Tg I-64:1997	0,7 máximo
Valor de saponificación (mgKOH/g)	AOCS Tg I-64: 1997	0,5 máximo
Valor de hidroxilo % max.	AOCS Cd 13-60: 1997	206-210
Punto de solidificación (°C)	ISO 3841: 1997	56-58
Contenido de agua % max.	ISO 760 (Parte 7): 1978	0,3 máximo
Especificación adicional		
% de hidrocarburo	En Hse QC 027	0,5 máx.
Color APHA	ASTM D1209	10 máx.

1.5.3. Usos y aplicaciones

1.5.3.1. Características generales

La importancia industrial de los alcoholes grasos se debe a la gran cantidad de reacciones en las cuales el grupo hidroxilo puede participar. Los alcoholes grasos son predominantemente usados como materia prima para la producción de surfactantes, plastificantes, lubricantes y resinas sintéticas. Son también usados como aditivos para varios productos de consumo, tales como shampoo y cosméticos. Otra de las aplicaciones en el mercado químico, es su utilización como alcohol base o como materia prima para la obtención de sus derivados.

La distribución del uso de los alcoholes grasos en la industria se puede observar en la **figura 1.6.**

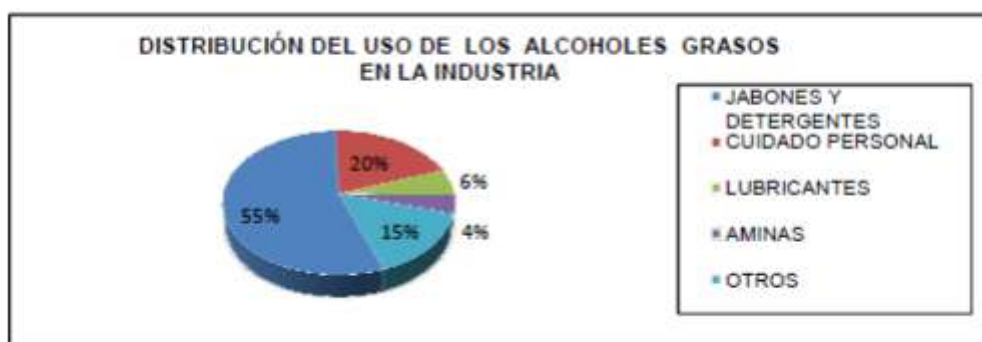


Figura 1.6. Distribución del uso de los alcoholes grasos en la industria.

El gráfico muestra que el mayor porcentaje se da en el uso de detergentes y jabones, principalmente característico de los alcoholes grasos superiores, que son los que contienen entre 11 y 20 átomos de carbono. Por ello, se los denomina alcoholes detergentes. La explicación química de tal característica es debido al carácter anfifílico de sus moléculas, esto hace que el extremo hidrofílico facilite la solubilidad en el agua, y el hidrófobo confiera una actividad superficial.

El segundo mayor uso se da en cuidados personales, donde los alcoholes grasos son utilizados en emulsiones cosméticas, cremas, lociones y cuidados del cabello. Su finalidad principal es proporcionar consistencia al producto. Asimismo, aportan propiedades filmógenas, humectantes, hidratantes, emolientes y suavizantes. Esto se basa en el carácter polar de los alcoholes. Además, el carácter polar permite su uso como lubricantes, principalmente para el procesamiento de polímeros. Por ejemplo, los ésteres acrílicos de los alcoholes grasos son precursores de polimetacrilatos, utilizados como fluidificantes y mejoradores de índice de viscosidad en aceites crudos y lubricantes.

Dentro de los usos menos comunes, se puede destacar su utilización en la industria del tabaco. Se utilizan alcoholes grasos para controlar el crecimiento indeseado de retoños. Esto se debe a que fundamentalmente los metabolitos de degradación del alcohol impiden el crecimiento de los brotes. También en la industria del papel, los alcoholes grasos compiten con antiespumantes a base de siliconas. Por último, se emplean como controladores de la evaporación de agua en zonas donde este recurso es escaso.

En la **figura 1.7** se resumen los usos y aplicaciones de los alcoholes grasos.



Figura 1.7. Árbol de aplicaciones de los alcoholes grasos.

1.5.3.2. Características particulares del alcohol cetílico y estearílico.

El alcohol cetílico es muy usado en la industria cosmética. En productos como lociones y cremas para la piel, el mismo actúa como agente espesante y emulsionante evitando separación de los productos. En lápices de labios ayuda a que el color se adhiera a la piel, que se debe a la capacidad del alcohol de fundirse a temperaturas más elevadas que la temperatura corporal. En emulsiones y emolientes se usa el cetílico para dar consistencia, dependiendo del porcentaje del mismo será la consistencia de la preparación.

En las aplicaciones industriales, es un ingrediente principal en los combustibles, productos químicos intermedios y plastificantes, y se usa como lubricante de tuercas y bulones.

El alcohol estearílico tiene propiedades emolientes y emulsificantes débiles, aumentando la viscosidad y consistencia de las mezclas que se forman. Se utiliza en la formulación de cremas y pomadas, tanto en farmacia como en cosmética, especialmente en aquellas en las que se desea incorporar agua o una solución acuosa, ya que incrementa la capacidad de absorción de agua. Se usa también en la elaboración de comprimidos de liberación controlada, supositorios, y preparados transdérmicos.

1.6. Procesos de producción

En el presente trabajo el objetivo es producir alcoholes grasos a partir de ácidos grasos obtenidos del sebo vacuno. En la actualidad, se obtienen alcoholes grasos a partir de la reducción de reactivos por hidrogenación. Se pueden seguir varias rutas de producción, entre las cuales se destacan la hidrogenación de ácidos grasos, la hidrogenación de ésteres de metilo o la hidrogenación de ésteres grasos. La elección del proceso depende de la materia prima elegida como alimentación al proceso y la tecnología utilizada para el proceso de hidrogenación. En todos los casos, se utiliza hidrógeno a altas presiones y un catalizador basado en cobre.

1.6.1. Métodos de producción

1.6.1.1. Hidrogenación de ácidos grasos

La hidrogenación de ácidos grasos consiste, justamente, en someter directamente a los ácidos grasos al proceso de hidrogenación, obteniendo como producto el alcohol graso. Se utiliza un catalizador heterogéneo, que depende del tipo de equipo a utilizar. El diagrama en bloques simplificado del proceso se observa en la **figura 1.8**.



Figura 1.8. Diagrama en bloques simplificado de la hidrogenación de ácidos grasos.

Es un proceso que presenta limitaciones: se requieren equipos resistentes a la corrosión debido al medio ácido en el que se lleva a cabo la reacción, y se requieren temperaturas y presiones de operación elevadas. Asimismo, el catalizador debe ser resistente a dichas condiciones de operación. Por esta razón, es un proceso que no se suele utilizar a gran escala comercial.

1.6.1.2. Hidrogenación de ésteres de metilo

Para producir alcoholes grasos mediante hidrogenación de ésteres de metilo se puede partir de grasa o aceite crudo, o de ácidos grasos. Si se parte de grasa o aceite, se las somete a un proceso de transesterificación con metanol. Similarmente, si se parte de ácidos grasos, se realiza una esterificación con metanol. En ambos casos se obtiene el éster de metilo, que posteriormente se hidrogena. Se recupera el metanol obtenido como producto en la hidrogenación, y se recircula al proceso de transesterificación, ingresando junto al metanol utilizado como reactivo. Ambos procesos son representados en los diagramas en bloque de las **figuras 1.9 y 1.10**.

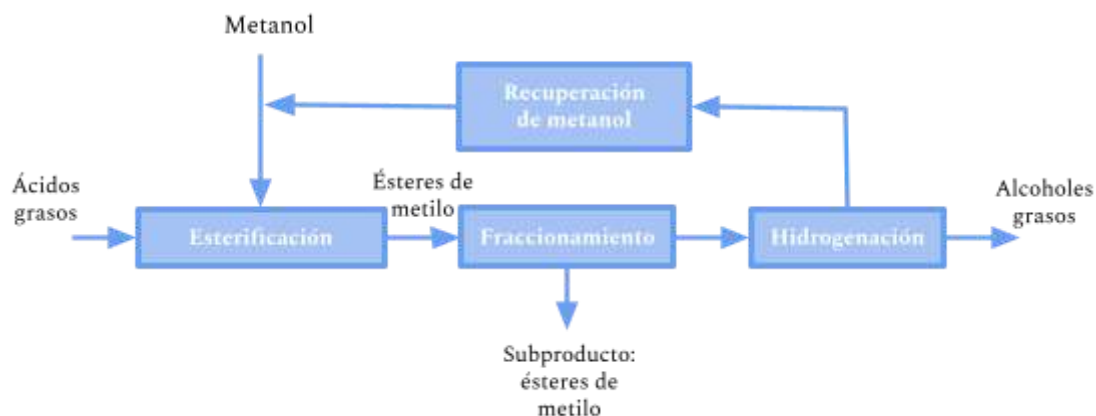


Figura 1.9. Diagrama en bloques simplificado de la hidrogenación de ésteres de metilo partiendo de ácidos grasos.

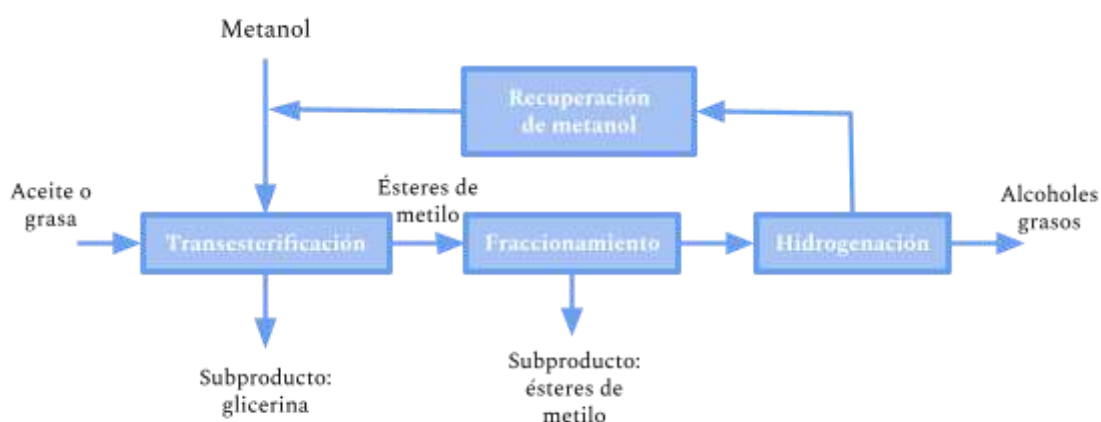


Figura 1.10. Diagrama en bloques simplificado de la hidrogenación de ésteres de metilo partiendo de aceite crudo.

Es el proceso preferido para la síntesis industrial de alcoholes grasos dado que es relativamente más sencilla la hidrogenación del éster, aunque se requieren de etapas adicionales de separación de metanol obtenido. Además, este proceso suele llevarse a cabo cuando hay una planta de éster metílico in situ, o si el éster metílico es un producto secundario de la instalación.

1.6.1.3. Hidrogenación de ésteres grasos

Como variante del primer método, en vez de utilizar los ácidos grasos, se los puede previamente transformar en un éster de cera mediante la reacción con alcoholes grasos. Para ello se utiliza un reciclo en el sistema, que recircula parte del producto. Se obtiene el éster graso que, posteriormente, se somete al mismo proceso de hidrogenación que el método anterior. A este método se lo denomina “wax ester route” o más conocido como proceso Lurgi, nombrado en honor a la compañía alemana que desarrolló la tecnología del mismo. En la **figura 1.11** se distingue un diagrama en bloques simplificado del proceso.



Figura 1.11. Diagrama en bloques simplificado de la hidrogenación de ésteres grasos.

1.6.2. Comparación y elección del método de producción

En la **tabla 1.7** se procede a la comparación, analizando las ventajas y desventajas de los tres métodos previamente mencionados.

Tabla 1.7. Comparación de los métodos de obtención de alcoholes grasos.

Ruta	Ventajas	Desventajas
Hidrogenación de ácidos grasos	→ Existen varios fabricantes de la tecnología.	→ Debido a la acidez del proceso: catalizador y equipos resistentes. → Conlleva un mayor costo.
Hidrogenación de ésteres de metilo	→ La esterificación y la transesterificación requieren de bajas presiones y temperatura. → Existen varios fabricantes de la tecnología. → Ampliamente utilizado en la industria. → Se pueden comercializar los ésteres de metilo.	→ Es dificultosa la separación de alcoholes grasos y ésteres de metilo sin reaccionar, por la similitud de puntos de ebullición de cadenas de misma cantidad de carbonos. → Se utiliza metanol, un reactivo difícil de almacenar por su inflamabilidad y tóxico para el ser humano.
Hidrogenación de ésteres grasos	→ La hidrólisis no requiere catalizador. → No hay productos secundarios. → Existe una alternativa para trabajar a bajas presiones. → Puede simplificarse el proceso en un solo equipo.	→ Hay un sólo fabricante de la tecnología (Lurgi). → La hidrólisis requiere altas condiciones de presión y temperatura, a menos que se utilice la tecnología actual de Lurgi que logró disminuir la presión de operación.

En el presente trabajo se opta seguir la ruta de la hidrogenación de ésteres grasos, es decir, el método desarrollado por Lurgi. Una de las ventajas de utilizar este proceso es que, en contraste con la hidrogenación de ésteres de metilo, no se requiere el tratamiento adicional de recuperación de metanol para su posterior recirculación al sistema. Esto trae una disminución de los costos de inversión y de operación, debido a que no es necesario invertir en procesos de purificación ni transporte relacionados al mismo. Asimismo, en comparación con ese proceso no se requiere de metanol como materia prima. Una de las desventajas que trae el uso de metanol es su almacenamiento, debido a que es un producto inflamable, y es tóxico para el ser humano. Además, otra de las diferencias del proceso Lurgi

con el que parte del éster de metilo, es que el primero se realiza en fase líquida, mientras que el segundo se lleva a cabo en fase gaseosa.

Por otro lado, en comparación con la hidrogenación directa de ácidos grasos, una de las ventajas es que no se requieren equipos resistentes a la corrosión, debido a que no se somete al proceso a condiciones ácidas de operación. Por esta misma razón, el catalizador utilizado tampoco debe ser resistente a la acidez. Esto requiere menor costo de inversión en equipo, debido al material utilizado.

1.6.3. Método Lurgi

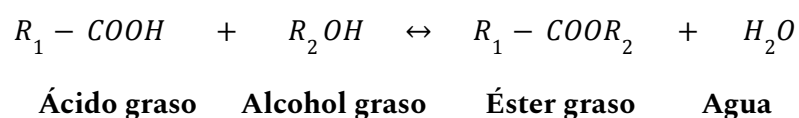
A continuación se profundiza cada etapa del proceso elegido. Se muestra un diagrama en bloques simplificado del proceso bajo estudio en la **figura 1.12**.



Figura 1.12. Diagrama en bloques de la hidrogenación de ésteres grasos.

❖ Esterificación

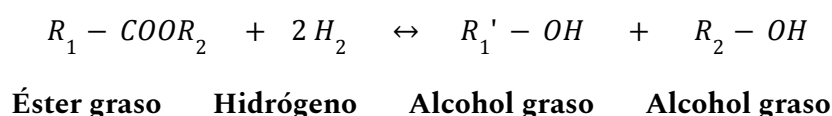
En esta etapa, los ácidos grasos reaccionan con los alcoholes grasos recirculados, dando como producto ésteres grasos y agua. Ocurre en condiciones de alta temperatura, presión atmosférica y no se utiliza catalizador.



Previamente, se analiza la calidad de la materia prima a utilizar. Es notable que está compuesta prácticamente en su totalidad por ácidos grasos, y contiene una pequeña proporción de agua, glicerina y triglicéridos. Debido a que la reacción de esterificación produce agua, sería recomendable que la materia prima utilizada no la contuviera (debido a que la reacción es reversible, y desfavorecería el desplazamiento de la misma hacia los productos). A pesar de ello, como la proporción de agua en la alimentación es muy pequeña en comparación con los otros reactivos, no se justifica la purificación previa de la corriente.

❖ *Hidrogenación*

Los ésteres grasos producidos reaccionan con el hidrógeno, resultando en una mezcla de alcoholes grasos. La reacción corresponde a la siguiente:



Se utiliza un catalizador heterogéneo, la tecnología Lurgi está caracterizada por un catalizador basado en Cu-Cr. El proceso se lleva a cabo a presiones entre 150 y 300 bares, y un rango de temperatura comprendido entre los 250 °C y 350 °C.

❖ *Destilación y fraccionamiento de alcoholes grasos*

Posteriormente, es posible fraccionar la mezcla de alcoholes grasos cruda resultante, para separarlos en productos específicos de alcohol graso, en la **figura 1.13** se esquematiza una configuración habitual para realizar dicha operación. Es esperable que la mezcla de alcoholes grasos obtenida deba ser fraccionada, con el fin de cumplir con las especificaciones de los productos.

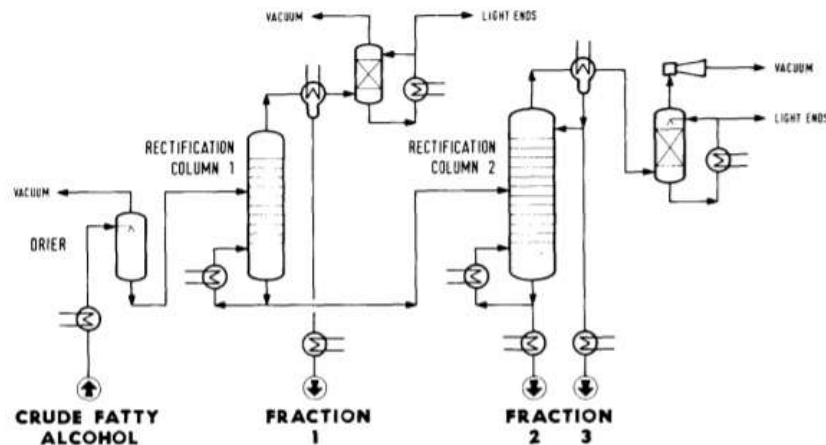


Figura 1.13. Esquema tecnológico típico para el fraccionamiento de alcoholes grasos.

1.6.3.1. Método Lurgi: tecnologías de producción

Lurgi es una compañía alemana de ingeniería y tecnología, y constantemente se encuentra innovando los procesos. Esto se debe, principalmente, a la competencia entre las distintas compañías de ingeniería. Además, busca constantemente reducir los costos de inversión, operación, y mejoras de los sistemas catalíticos. En la **tabla 1.8** se observan las distintas tecnologías desarrolladas por Lurgi a través de los años. La principal diferencia entre el primer proceso desarrollado y el más actual es el tipo de reactor utilizado para la catálisis, aunque el proceso general sigue consistiendo en lo previamente mencionado: la esterificación de ácidos grasos a ésteres grasos, y una hidrogenación para obtener el alcohol graso deseado.

Tabla 1.8. Desarrollo de la tecnología de Lurgi para producir alcoholes grasos a través de los años.

Año	Materia prima	Equipo para catálisis
1960	Ácidos grasos	Slurry
1980	Ésteres de metilo	Lecho fijo
2000	Ácidos grasos	Reactor de lecho fluidizado

Uno de los primeros métodos diseñado por Lurgi es la utilización directa de los ácidos grasos en un reactor slurry. Los mismos se mezclan con una suspensión de catalizador de cobre y alcohol graso producido, en exceso respecto a la alimentación de ácidos grasos. Se forman los ésteres grasos, que luego son sometidos a la hidrogenación. La principal desventaja de este proceso de producción es la necesidad de instalar un reciclo de catalizador, que debe ser previamente separado por filtración, para mantener constante su actividad.

Otra de las tecnologías desarrollada por la compañía es el diseño de un proceso de hidrogenación que también permite la utilización directa de ácidos grasos como alimentación al reactor, sin una esterificación previa en otra unidad. Es decir, permite simplificar el proceso en un solo equipo. En primer lugar, se recircula parte del producto de alcohol graso producido, esto genera una esterificación “in situ”, que convierte al ácido graso en éster graso. En esta primera etapa no se hace uso del catalizador. En un segundo paso, los ésteres grasos producidos son hidrogenados y se forma el alcohol graso correspondiente, esto ocurre simultáneamente en el mismo reactor. Por ende, el proceso no es una hidrogenación directa de un ácido graso, sino la hidrogenación de un éster, pero que ocurre dentro del mismo reactor. Se suele utilizar un catalizador de cobre, en un reactor de lecho fijo. Un diagrama tecnológico representativo de este proceso está representado en la **figura 1.14**.

Ampliando sobre este proceso, el reactor es alimentado con hidrógeno, ácidos grasos, alcohol graso recirculado y catalizador. Se alimentan por separado al mismo, y el alcohol graso se alimenta en exceso. Se utiliza un reactor de lecho fluidizado. Con el fin de mantener constante la actividad del catalizador, este es alimentado al reactor para reemplazar parte del catalizador inactivo. El éster se forma prácticamente de manera instantánea, y posteriormente es hidrogenado en el mismo reactor, pero en una etapa de reacción más lenta. Es necesario que el hidrógeno se encuentre en exceso respecto al éster, se requiere que

sea 50 veces mayor en moles de H_2 respecto a lo necesario para la reacción. Se utiliza un reciclo para recircular el hidrógeno sin reaccionar al proceso.

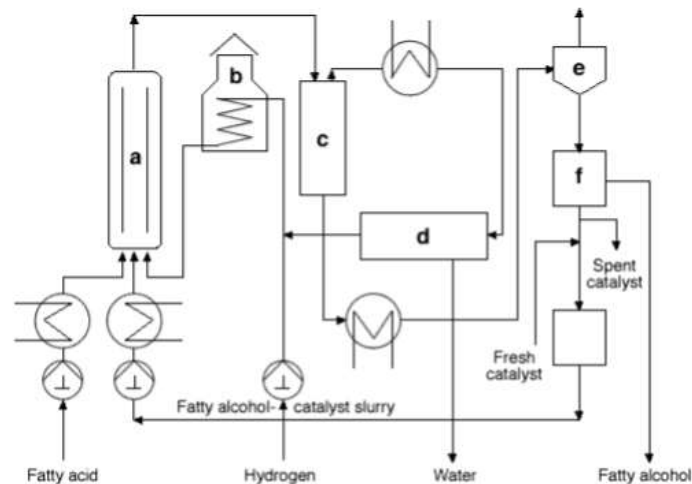


Figure 4: Suspension Hydrogenation of Fatty Acids (Lurgi-Process); a. Reactor, b. Heater, c. Hot separator, d. Cold separator, e. Flash drum, f. Catalyst separation

Figura 1.14. Diagrama tecnológico de hidrogenación directa de ácidos grasos por método Lurgi.

Por otro lado, en el año 2017 Lurgi (bajo la compañía Air Liquide) desarrolló una tecnología del proceso denominado Proceso LP3, producción de alcoholes grasos a baja presión. El proceso se basa en la esterificación sin catálisis de ácidos grasos a ésteres grasos recirculando alcoholes grasos, y su posterior hidrogenación en reactores de lecho fijo con catalizador de cobre, obteniéndose así los alcoholes grasos. El mismo permite reducir la presión de operación de 250 bares a 70 bares, generando así una reducción de costos de inversión en equipos y en operación, debido a que una de las principales desventajas del método original de Lurgi son las altas presiones de operación, que requieren de la compresión del hidrógeno. Otra de las ventajas de esta tecnología, es que se pueden colocar dos reactores de lecho fijo, con el fin de realizar cambios de catalizador inactivo de manera eficiente, generando un mayor rendimiento del proceso debido a que puede llevarse a cabo por extensos períodos. En la **figura 1.15** se muestran las distintas opciones para operar el sistema de doble reactor.

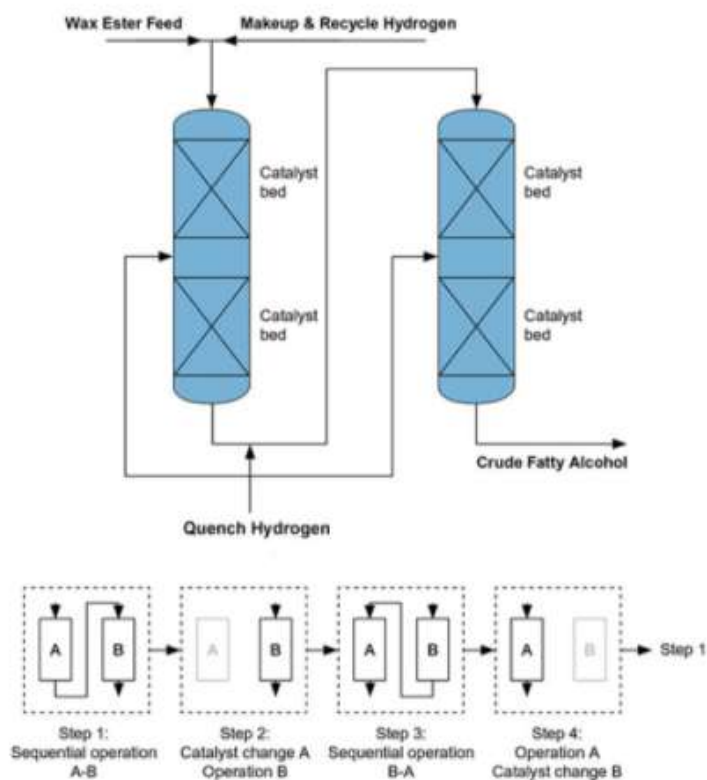


Figura 1.15. Opciones de operación con el doble reactor de lecho fijo.

Dependiendo de la tecnología adoptada, varían las condiciones de operación de las etapas de esterificación e hidrogenación. En la **tabla 1.9** se puede observar un resumen de los rangos de operación en general para cada proceso. La elección de las condiciones de operación, así como el tipo de equipo y proceso a utilizar, se analiza en capítulos posteriores.

Tabla 1.9. Rangos de condiciones de operación.

	Presión	Temperatura	Catalizador
Esterificación	Atmosférica	~ 250°C	No se utiliza
Hidrogenación	70 bar - 300 bar (dependiendo de la tecnología utilizada)	240°C - 350°C	Generalmente basados en cobre

1.6.4. Capacidad de producción

La elección de la capacidad de producción de la planta depende del objetivo económico de la misma. Depende de la situación del mercado y si se apunta al mercado interno o externo. Debido a que en Argentina hay demanda de alcoholes grasos, pero no hay producción local, el objetivo principal de la industria a diseñar es satisfacer el mercado interno.

Considerando que el consumo de Argentina de los alcoholes grasos producidos en los últimos cinco años fue de, aproximadamente, 8.600 toneladas (según Veritrade), se opta por una capacidad de producción nominal de 2 ton/h. A continuación se observa un cálculo estimativo de la producción anual.

$$\text{Producción anual} = \frac{2}{0,8} \frac{\text{ton}}{\text{h}} * 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} * 345 \frac{\text{días}}{\text{año}} = 20.700 \frac{\text{ton}}{\text{año}}$$

Para el cálculo preliminar, se considera que la planta opera 24 horas diarias y 345 días por año. Además, se debe tener en cuenta la efectividad general del proceso de manera de garantizar la producción nominal, la cual es definida en el capítulo siguiente y tiene un valor de 0,8. A partir del cálculo estimativo de la producción anual a partir de la capacidad de producción instantánea (2,5 ton/h), es notable que se supera la demanda de Argentina. Por lo tanto, parte de la producción tendría como objetivo la exportación.

1.6.5. Rendimiento y consumos

Cuando se estudia un proceso y su factibilidad, es conveniente tener un conocimiento previo de demandas propias del mismo. Aspectos importantes a saber son, por ejemplo, el consumo energético, consumo de materias primas y, principalmente, el rendimiento del proceso productivo. Son esenciales para definir la eficiencia del mismo.

Debido a falta de información sobre el rendimiento de la producción de alcoholes grasos a partir de ácidos grasos provenientes del sebo vacuno, se realiza un análisis del rendimiento para la producción de los mismos, pero a partir de ácidos grasos provenientes del aceite de coco. Aunque la composición de la materia prima y la composición del producto

final obtenido lógicamente serían distintos a los que se obtendría con el proceso bajo estudio, se comparan los ácidos grasos y los alcoholes grasos en general. Se considera como una buena referencia para tener un criterio inicial.

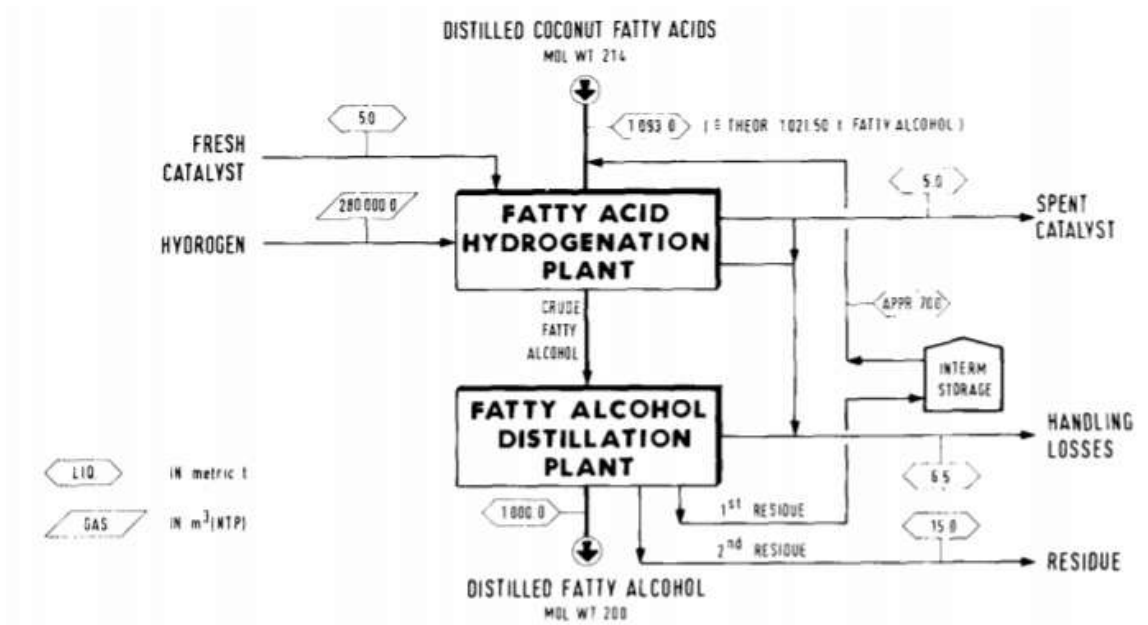


Figura 1.16. Balance de masa ejemplo del proceso de hidrogenación de ácidos grasos de Lurgi.

La **figura 1.16** muestra, a modo de ejemplo, un balance de masa para la obtención de alcoholes grasos por el método Lurgi. Se toma como base de cálculo 1.000 toneladas de alcohol graso crudo producido. La alimentación consiste en ácido graso de coco destilado a una pureza del 100%. Se parte de 1093 toneladas de materia prima. Se resumen los resultados de producción así como de consumo de reactivos y servicios en la **tabla 1.10**. Cabe aclarar que estos datos son estimativos y corresponden al ejemplo del proceso Lurgi analizado, y pueden no coincidir con los que resulten del presente proyecto.

Tabla 1.10. Consumo cada 1.000 toneladas de alcohol graso producido.

	Cantidad
Ácidos grasos	1.093 ton
Hidrógeno	280.000 m ³
Catalizador	5 kg
Electricidad	130 kW/h
Vapor (15 bar)	170 kg
Energía para calentamiento	1,15*10 ⁶ kJ
Agua de enfriamiento (10 °C)	20 m ³

A partir de los datos anteriores, se calcula un rendimiento estimativo para el proceso.

$$Rendimiento = \frac{1000 \text{ toneladas de producto}}{1093 \text{ toneladas de MP}} = 91,5\%$$

Cabe destacar que el rendimiento calculado anteriormente no debe tomarse como un valor 100% representativo del proceso a analizar en el presente trabajo, debido a que la composición de la materia prima no es exactamente la misma, y es probable que las condiciones de operación elegidas no sean las mismas. Sin embargo, es un buen punto de partida como un valor de rendimiento y consumos preliminares.

1.6.6. Diagrama en bloques del proceso

En la **figura 1.17** se observa el diagrama en bloques preliminar del proceso en función de la ruta de reacción seleccionada previamente.

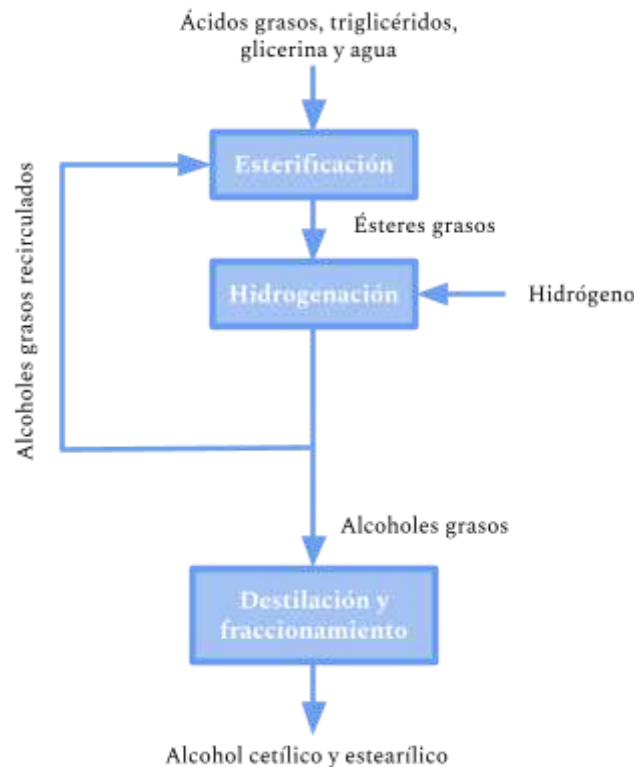


Figura 1.17. Diagrama en bloques preliminar del proceso productivo.

1.7. Análisis del mercado

1.7.1. Producción a nivel mundial

Los alcoholes grasos son productos que en los últimos años vienen teniendo un aumento de demanda a nivel mundial, esto se debe a la variedad de usos y aplicaciones que tienen. En el año 2000 la demanda fue de 1,6 millones de toneladas, de la cual el 70% fue destinado a la producción de surfactantes. En el 2005 aumentó a 1,8 millones, siendo los países del sudeste asiáticos los que requerían un importante porcentaje de productos. Posteriormente países de Europa y América del Norte se sumaron al crecimiento de la demanda. El aumento de la población mundial y las aplicaciones que tienen hace que se mantenga constante la demanda.

Se espera que el tamaño del mercado mundial de alcoholes grasos crezca a una tasa compuesta anual de 5,2%. El mercado fue de 5.400 millones de dólares en 2020 y se espera que alcance los 7.000 millones de dólares en 2025. Los factores que impulsan el mercado de

los alcoholes grasos son la creciente demanda de alcoholes para el cuidado personal, aplicaciones industriales y domésticas.

Los alcoholes grasos pueden ser de origen natural o sintético. Hasta ahora, se optaba por la producción de ellos con materia prima de procedencia sintética. En la actualidad, el consumo masivo de combustibles como petróleo y carbón están impulsando el cambio climático y calentamiento global. Debido a la toma de conciencia por los impactos negativos generados a causa de la producción a partir del petróleo, se ha generado un vuelque a la obtención de alcoholes grasos de origen natural. Este último puede ser vegetal (aceite de palma, coco, etc.) o animal (sebo), siendo los primeros los que más se producen a la fecha.

Debido a las estrictas regulaciones de los países desarrollados, como Japón, Estados Unidos y Alemania, muchos fabricantes comenzaron la producción de alcoholes grasos para promover el uso de productos ecológicos. Esto resultó en la fabricación a gran escala de oleoquímicos en países de la ASEAN, como Malasia, Singapur e Indonesia, que utilizaron materias primas naturales como aceite vegetal y grasas animales para sintetizar alcoholes grasos. La abundante disponibilidad de materias primas y la capacidad operativa de las fábricas, llevó a que se produzca una elevada producción. Generando grandes importaciones de alcoholes grasos de origen natural en zonas como América del Norte y Europa.

De la misma manera, la conciencia de los consumidores sobre el impacto de los productos peligrosos a base de petróleo en el medio ambiente ha aumentado exponencialmente durante la última década. Uno de los beneficios de la producción de alcoholes grasos de origen natural es que son reciclables y menos tóxicos, en comparación con sus sustitutos convencionales a base de petróleo. Además, son preferidos en los productos farmacéuticos y de cuidado personal debido a sus propiedades. Comparado con los de origen petroquímico, los de origen natural reducen la irritación de la piel y los problemas respiratorios.

Las crecientes preocupaciones medioambientales sumado a la consciencia de los efectos negativos en el organismo producidos por la utilización de sustancias sintéticas,

están animando a los consumidores a utilizar productos ecológicos. Por ello, los fabricantes de productos químicos son impulsados a utilizar materias primas de origen natural. Varias empresas productoras de alcoholes comenzaron una integración vertical, e incorporaron la plantación de palmiste, generando una saturación de alcoholes grasos en el mercado. Sin embargo, debido a que los alcoholes grasos sintéticos son más económicos, muchos consumidores siguieron optando por la opción menos ecológica, por lo que se siguió impulsando su producción, acentuando el efecto del exceso de oferta de los alcoholes grasos en general. Consecuentemente, esto actuaría como un factor restrictivo para el crecimiento del mercado.

Las principales materias primas utilizadas para la fabricación de alcoholes grasos son el aceite de palma, el sebo y el aceite de colza, entre otros. Es común que regiones como América del Norte y Europa importen estas materias primas, ya que las condiciones geográficas en las que se encuentra su producción no son favorables. Debido a esto, los precios pueden fluctuar a menudo según el escenario comercial entre las regiones.

1.7.1.1. Pandemia 2020

Por el brote de COVID-19, existe una mayor conciencia sobre el uso de productos para el cuidado personal y del hogar. La demanda de jabones, desinfectantes para manos y otros productos relacionados está aumentando como medida de precaución contra la propagación del Coronavirus. Se espera que esto genere un impulso en la demanda de alcoholes grasos en la industria.

1.7.2. Producción de alcoholes grasos en Argentina

En forma paralela a lo que sucede a nivel mundial, en Argentina aumentó la demanda de alcoholes grasos. Este incremento se satisface principalmente por una mayor importación de alcoholes grasos como se puede observar en la **tabla 1.11** en los últimos 5 años. Específicamente, en la **tabla 1.12**, se observa el flujo de capital dado por las importaciones de alcohol cetílico, estearílico y laurílico.

Tabla 1.11. Importaciones en Argentina de alcoholes grasos en general.

Comercio exterior en los últimos 5 años Alcoholes grasos industriales	
Importaciones	
USD	37.314.938
Importadores	90
Registros	1.468

Tabla 1.12. Importaciones en Argentina de alcohol estearílico, cetílico y laurílico.

Comercio exterior en los últimos 5 años Alcohol estearílico, cetílico y laurílico	
Importaciones	
USD	8.499.546
Cantidad (kg)	8.634.778
Importadores	82
Registros	746

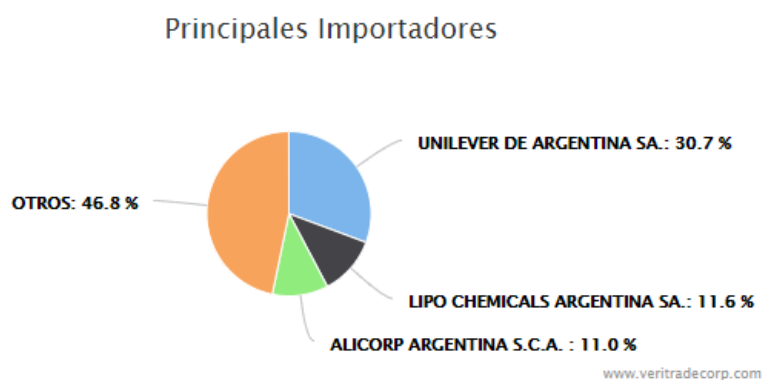
Debido a la falta de información sobre industrias productoras, se llega a la conclusión que Argentina no produce alcoholes grasos en el momento. En la **tabla 1.13** se puede notar que hay un leve movimiento de capital por exportaciones de alcohol cetílico, estearílico y laurílico, pero al no haber información sobre posibles fabricantes, se llega a la conclusión de que es probable que empresas argentinas los importen, para luego exportarlos a países cercanos. Es decir, que haya una centralización en Argentina que genere flujo de capital, pero que no signifique que se produzca en el país.

Tabla 1.13. Exportaciones en Argentina de alcohol estearílico, cetílico y laurílico.

Comercio exterior en los últimos 5 años Alcohol estearílico, cetílico y laurílico	
Exportaciones	
USD	107.995
Exportadores	No especificado
Registros	26

A pesar de haber llegado a la conclusión de que es probable que no haya productores locales, igualmente el país es consumidor de alcoholes grasos, por lo que requiere importar la materia prima. Por esta razón, el presente proyecto está orientado a cubrir parte de la demanda interna del país. Uno de los beneficios de cubrir esta necesidad, es que las empresas compradoras se ven enriquecidas ya que no deben importar la materia prima, reduciendo así gastos de transporte, seguros e impuestos.

En la **figura 1.18** se pueden observar las principales corporaciones argentinas que realizan la importación de los alcoholes grasos.

**Figura 1.18.** Los principales importadores de Argentina de los alcoholes grasos.

1.8. Precios de los compuestos involucrados en el proceso

1.8.1. Precio de los productos terminados

Los precios de los alcoholes grasos dependen de factores como los precios de las materias primas, la demanda nacional y mundial de alcoholes grasos y factores de competitividad, incluida la capacidad industrial y la producción.

En la **tabla 1.14** se muestran los precios correspondientes a los alcoholes grasos de cadena larga en Malasia durante los años fiscales 2019 y 2020.

Tabla 1.14. Precios de los alcoholes grasos en 2020 (química Anastacio).

Precio (USD/ton)	
Alcohol cetílico	1.800
Alcohol estearílico	1.800

El precio de venta que figura en la **tabla 1.14** es FOB. El dato fue consultado a Camila Fuziama, Directora de Compras y Comercio Exterior de Química Anastacio. Este valor es el que posteriormente se utiliza para realizar el análisis económico del proyecto.

1.8.2. Precio de la materia prima

Los precios de venta FOB de los ácidos grasos se presentan en la **tabla 1.15**. En la misma se especifican las fuentes donde se extrajo la información, ambas son fuentes internacionales que muestran los precios mundiales de los ácidos grasos correspondientes.

Tabla 1.15. Precios de los ácidos grasos.

Fuente	Tipo de ácido graso	Precio FOB (US\$/ton)
Oleonline	Ácido esteárico	1.200
Oleonline	Ácido oleico	1.500
Oleonline	Ácido palmítico	1.200
Oleonline	Ácido mirístico	1.700
ITC (Centro de Comercio Internacional)	Ácido linoléico	1.997

Tomando como base de cálculo una tonelada, en función de las composiciones de la mezcla de ácidos grasos presentes en la materia prima, se realiza un promedio para estimar el precio. Cabe destacar que para el cálculo no se tiene en cuenta la mezcla de agua, triglicéridos y glicerina que presenta la corriente de la materia prima porque se consideran impurezas.

$$\text{Precio} = 1.200 \frac{\text{USD}}{t} * 0,1938 + 1.500 \frac{\text{USD}}{t} * 0,4644 + 1.200 \frac{\text{USD}}{t} * 0,2918 + 1.700 \frac{\text{USD}}{t} * 0,008 + 1.997 \frac{\text{USD}}{t} * 0,0402$$

$$\text{Precio promedio de ácido grasos} = 1.373,2 \frac{\text{USD}}{t}$$

Si se realiza una comparación entre los precios de las materias primas con los precios de los productos terminados se puede observar que los alcoholes grasos tienen un precio de venta mayor que los ácidos grasos. Esto es beneficioso, ya que se puede demostrar que la incorporación de la etapa productiva desarrollada en este proyecto es favorable debido a que si se obtiene un producto con mayor valor agregado, se obtendrá un mayor beneficio económico.

1.9. Ubicación de la planta industrial

La decisión de dónde localizar la planta tiene importantes consecuencias sobre el futuro desarrollo del negocio. Es importante elegir un lugar estratégico, con el fin de impulsar el

desarrollo de la empresa y minimizar los costos de producción. Por esta razón, es conveniente realizar un estudio exhaustivo y tener en cuenta distintos aspectos que pudieran llegar a afectar el proyecto.

Uno de los factores esenciales a tener en cuenta en la elección de la ubicación de una planta es la disponibilidad de materia prima. Además, hay otros aspectos no menos importantes a considerar, como la provisión de recursos y servicios (como agua, energía, gas, electricidad), disponibilidad de un sistema de transporte adecuado, y la existencia de personal potencial y calificado.

Dentro de los factores importantes a tener en cuenta para la elección de la ubicación de la planta se destacan:

- ❖ Disponibilidad de materias primas.
- ❖ Disponibilidad de servicios (agua, electricidad, gas).
- ❖ Transporte existente.
- ❖ Cercanía al mercado de venta (mercado interno o exportación).
- ❖ Reglamentaciones vigentes referidas al tratamiento de los efluentes, las autorizaciones y permisos para instalación.
- ❖ Existencia de personal potencial en la cercanía, ya sea personal calificado para el proceso industrial o para el ámbito administrativo.

En este estudio preliminar se centrará la elección de la ubicación ideal de la planta a diseñar en la cercanía a la materia prima. Como se debe partir de ácidos grasos como materia prima pero, a su vez, estos son obtenidos de sebo vacuno, se considerará la cercanía a plantas de producción bovina.

Argentina es un país que se destaca por la agricultura. Es el sexto país con mayor producción de carne vacuna en el mundo, concentra un 5% del total. En la **figura 1.19** se puede observar la densidad de ganado bovino en el país por provincia. La faena se distribuye en casi todo el país, la provincia de Buenos Aires concentra más de la mitad, seguida por Santa Fe y Córdoba.

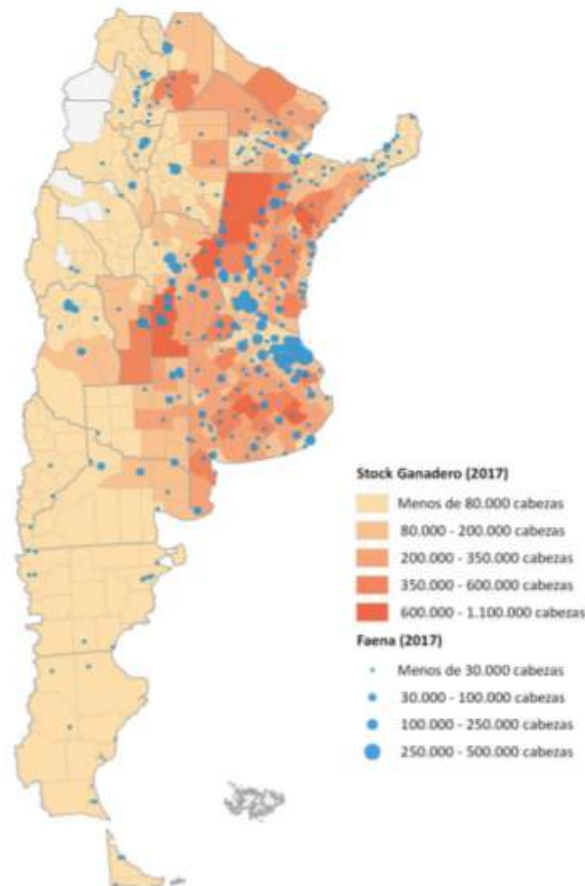


Figura 1.19. Densidad de ganado vacuno en Argentina. (SSPMicro con base en SENASA y Minagro, 2017).

La localización de la planta en un parque industrial es otro punto importante a tener en cuenta. Un parque industrial es un complejo empresarial que suele estar ubicado en zonas rurales o en las afueras de grandes ciudades y que le permite a las empresas acceder a diferentes soluciones de tipo logístico y administrativo. Además, ofrece la infraestructura necesaria para que las empresas se establezcan y lleven a cabo sus actividades.

Algunas de las ventajas de ubicar la planta industrial en un parque se resumen a continuación:

- ❖ 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.

Actualmente, en Argentina el número de parques industriales asciende los 400, más de 150 sólo se encuentran en la provincia de Buenos Aires, y la cifra va en aumento. En la **figura 1.20** se muestra la distribución de los parques industriales en la Argentina.

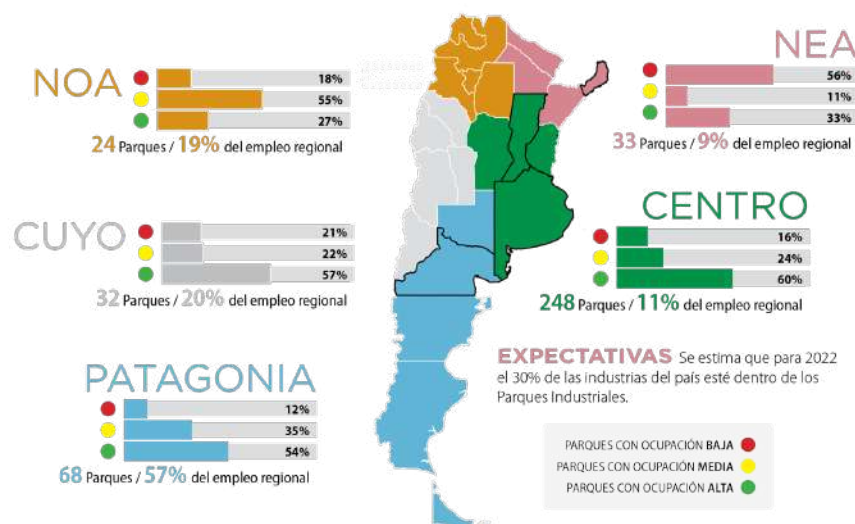


Figura 1.20. Distribución de parques industriales en Argentina.

Dentro de las posibles ubicaciones en el territorio argentino para la planta en cuestión, se analizan los beneficios de instalar la misma en la provincia de Buenos Aires. En primer lugar, se encuentra la mayor cantidad de ganado vacuno, por lo tanto se esperaría mayor disponibilidad de materia prima. También, concentra la mayor cantidad de parques industriales del país.

Otro aspecto a destacar es la localización de la provincia. La red de transporte eficientemente conectada con puntos estratégicos al resto del país, permitiría abastecer al mercado interno de alcoholes grasos, disminuyendo los gastos en transporte.

Se debe lograr llevar a cabo el proceso de exportación, que facilita a las empresas entrar con éxito su producto al país seleccionado. Para ello, se debe realizar un plan exportador, logístico y de comercialización, que permita exportar los bienes con la calidad requerida por los clientes, cumpliendo con la reglamentación exigida por cada país. Por ende, la cercanía con el puerto de Buenos Aires ubicado en Capital Federal en el Río de la Plata, el puerto más importante en Argentina, permite la posibilidad de exportar los productos. En la **figura 1.21** se observa un diagrama general del proceso logístico de exportación que podría llevarse a cabo para el presente proyecto.



Figura 1.21. Proceso general de logística de exportación.

El Área Metropolitana de Buenos Aires (AMBA) es una de las regiones de Argentina con mayor densidad poblacional, ya que concentra el 31% de la población del país. Esto sería conveniente al momento de instalar una industria en el territorio, ya que sería probable encontrar una mayor cantidad de mano de obra calificada.

Por lo tanto, los criterios que basan la elección de ubicar la planta en la provincia de Buenos Aires son la disponibilidad de materia prima (donde la densidad de ganado bovino es un indicador de este factor), y la decisión de instalarse en un parque industrial.

Debido a que cuenta con ventajas estratégicas, especialmente geográficas, de medios de comunicación, organizacionales y de vinculación con organismos, se opta por instalar la planta en el Parque Industrial Privado Tortuguitas, ubicado en el partido de Malvinas Argentinas en la Provincia de Buenos Aires (**figura 1.22**). Comparando las **figuras 1.20 y 1.22**, es notable que la ubicación de la futura planta sería cercana a la zona con alta densidad de ganado vacuno, lo cual sería conveniente para facilitar el acceso a la materia prima original.



Figura 1.22. Ubicación del Parque Industrial Privado Tortuguitas en la provincia de Buenos Aires.

1.10. Justificación preliminar del proyecto

El presente proyecto surge de analizar la posibilidad de incorporar una etapa de proceso adicional a la previa cadena productiva de ácidos grasos planteada en el año 2020 por alumnos de la UNMDP en la Facultad de Ingeniería.

En una primera instancia, el proyecto se plantea debido al aumento del valor agregado que genera en la cadena de producción transformar los ácidos grasos en alcoholes

grasos. Alargar la cadena productiva sería un beneficio para la empresa productora en cuestión, ya que generaría una mayor ganancia.

Otro punto importante a destacar es que debido a la falta de productores en el país, el proyecto traería consigo la posibilidad de instaurar un nuevo mercado. Las empresas productoras de cosméticos y artículos de cuidado personal deben importar los alcoholes grasos, ya que no hay oferta local. Por lo tanto, además de generar una ventaja a la presente empresa por el valor agregado que se le adiciona al producto, otorgaría un beneficio a las empresas importadoras de alcoholes grasos. Además, les disminuiría parte de los costos debido a que no tendrían que importar los mismos, los conseguirían de forma local, y ahorrarían en seguros, transporte e impuestos. De la misma manera, parte de la producción estaría destinada a las exportaciones, por lo que le permitiría a Argentina incorporarse en el mercado mundial de los alcoholes grasos.

Por otro lado, el proyecto impulsa la producción de compuestos de origen oleoquímico, los cuales son biodegradables y renovables en comparación con los petroquímicos, que son derivados de fuentes sintéticas y no renovables, sumado a las preocupaciones ambientales y de salud que generan estos últimos. El reemplazo de los productos de origen petroquímico es crucial, ya que son recursos cuyas reservas son limitadas, por lo que una alternativa renovable sería beneficioso. Además, en el proyecto se utilizan ácidos grasos como insumo, cuya fuente es de un residuo de origen animal, por lo que se estaría impulsando la reutilización de una materia prima potencial, como el sebo vacuno, que de otra manera terminaría como desperdicio.

En definitiva, el presente proyecto brinda una gran variedad de beneficios, no solo a la empresa productora en cuestión, sino que también al sector económico argentino y al medio ambiente.

1.11. Bibliografía

- ✓ Galtán, G. C. “La oleoquímica como alternativa para el desarrollo agroindustrial de la palma de aceite en Costa Rica.” *PALMAS*, vol. 21, no. Especial, 2000.
- ✓ Ing. María Amparo Sánchez. (2013). “Obtención de alcoholes grasos insaturados mediante hidrogenación selectiva de ácidos y ésteres en catalizadores de Ru-Sn y Ru-Ge soportados”. Universidad Nacional del Litoral.
- ✓ Rupilius, Wolfgang. “Perspectivas de la industria oleoquímica en el mundo. Oportunidades para los aceites de palma.” *PALMAS*, vol. 28, no. Especial, 2007.
- ✓ Angulo Cabeza, Beatriz. (2019). “Transformación de derivados de ácidos grasos para la obtención de productos de interés industrial.” Universidad de Zaragoza.
- ✓ Gustone F.D., Hamilton R.J., Ed. Sheffield Academic Press. (2001). “Basic Oleochemical Products and New Industrial Oils. Oleochemical Manufacture and Applications.”
- ✓ Paba Martinez, I. J., & González Fragozo, M. R. (2009). “Estudio de tecnologías para la producción de alcoholes grasos a partir de aceite de palmiste.” Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería Química, Bucaramanga.
- ✓ Noweck, K., & Wolfgang Grafahrend. “Fatty alcohols.” *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 2012.
- ✓ Leal Meza, S. A, & Ojeda Hernández, A. M. (2004). “Estudio de factibilidad técnico-económico para la producción de alcoholes grasos a partir de aceite de palmiste crudo.” Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería Química, Bucaramanga.
- ✓ ChemSystems. (2012). “Oleochemicals”. *PERP Program*.
- ✓ Air Liquide. (n.d.). “Fatty Alcohols. Air Liquide Engineering.” Retrieved Marzo, 2021. Obtenido de: <https://www.engineering-airliquide.com/es/alcohol-graso>
- ✓ Ríos, L. A., & Et al. (2006). “Producción de alcoholes grasos a partir de aceites de palma y de palmiste utilizando procesos de hidrogenación catalítica”. Universidad de Antioquia.

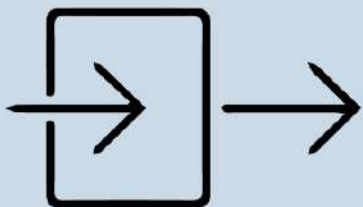
- ✓ “Importaciones: Dodecan-1-ol (Alcohol Laurílico), Hexadecan-1-ol (Alcohol Cetílico) y Octadecan-1-ol (Alcohol Estearílico).” Veritrade, <https://www.veritrade.com/es/argentina/importaciones-y-exportaciones/dodecan1ol-alcohol-laur%C3%ADlico-hexadecan1ol-alcohol-cet%C3%ADlico-y-octadecan1ol-alcohol-estear%C3%ADlico/290517>. Accessed marzo 2021.
- ✓ “Importaciones: Alcoholes grasos industriales.” Veritrade, <https://www.veritrade.com/es/argentina/importaciones-y-exportaciones/alcoholes-grasos-industriales/382370>. Accessed marzo 2021.
- ✓ Centenera, Mar. “Las altas emisiones de las vacas en Argentina abren el debate.” El País, 26 septiembre 2019, https://elpais.com/sociedad/2019/09/26/actualidad/1569524083_321195.html. Accedido el 18 de noviembre de 2021.
- ✓ Van der Waal, J. C. (2013). “Catalytic Process Development for Renewable Materials (P. Imhof, Ed.).” Wiley-VCH.
- ✓ Rupilius, W., & Ahmad, S. (n.d.). “The Changing World of Oleochemicals”.
- ✓ Kreutzer, U. R. (1984). “Manufacture of Fatty Alcohols Based on Natural Fats and Oils”.
- ✓ CONDEA. (2000). “All about fatty alcohols”.
- ✓ Air Liquide Engineering & Construction. (2017). “Oleochemicals optimized for the highest quality output”.
- ✓ Voeste, T., & Buchold, H. (1984). “Production of fatty alcohols from fatty acids”. Journal of the American Oil Chemists’ Society.
- ✓ Suarez, Gerardo. “El cultivo de palma de aceite: una apuesta tóxica.” CCMMS, 2019, <https://www.ccmss.org.mx/el-cultivo-de-palma-de-aceite-una-apuesta-toxica/>. Accedido en 2021.
- ✓ Chemical Safety Facts. “Alcohol cetílico.” Obtenido de: <https://www.chemicalsafetyfacts.org/es/alcohol-cetilico/>. Accedido en abril de 2021.

- ✓ Markets and Markets. (2020) “*Fatty Alcohols Market by Type (Short Chain, Pure and Mid Cut, Long Chain, Higher Chain), Application (Industrial & Domestic Cleaning, Personal Care, Plasticizers, Lubricants, Food & Nutrition), and by Region - Global Forecast to 2025.*”
- ✓ Allied Market Research. “*Natural Fatty Alcohols Market by Source (Tropical Oils, Animal Fats, Soft Oils, and Others) and Application (Soaps & Detergents, Cosmetics & Personal Care, Food & Beverages, Pharmaceuticals, Textile & Leather Processing, and Others) - Global Opportunity Analysis and Industry Forecast, 2021-2028*”. Obtenido de: <https://www.alliedmarketresearch.com/natural-fatty-alcohols-market>. Accedido en abril de 2021.
- ✓ Global Green Chemicals Public Company Limited. (2020). “*Management Discussion and Analysis for the Operating Results of FY2020*”.
- ✓ International Trade Center (ITC). Obtenido de: <https://www.intracen.org/layouts/searchresults.aspx?searchtext=acido%20linoleico>. Accedido en 2021.
- ✓ Arrosio, J., Cardoso, A. & Serqueira, M. (2020). “*Producción de ácidos grasos fraccionados a partir de aceite de soja reciclado*”. Universidad Nacional de Mar del Plata.
- ✓ Oleonline (2021). “*Oleochemicals market's prices*”. Obtenido de: <https://www.oleonline.com/products/Oleochemical-Market-Report-4.html>. Accedido en 2021.
- ✓ PIPT, obtenido de: <http://www.parqueindustrialprivadotortuguitas.ar/>. Accedido en abril de 2021.
- ✓ Ramseyer, Franco, and Emilce Terré. “*Carne vacuna en el mundo en niveles récord. Argentina aprovecha la mayor demanda global.*” 2019. Bolsa de Comercio de Rosario, <https://www.bcr.com.ar/es/mercados/investigacion-y-desarrollo/informativo-semanal/noticias-informativo-semanal/carne-vacuna>. Accedido en 2021.

-
- ✓ PILB. “Los diez beneficios de instalarse en un Parque Industrial.”
<https://pilb.com.ar/los-diez-beneficios-de-instalarse-en-un-parque-industrial/>.
Accedido en 2021.
 - ✓ Munar Ariza, Mabel Y., y Castellanos Ortiz, Edith Y. “Plan Exportador, Logístico y de Comercialización de las Plantas Dracena Janet Craig – Agloenema Silver Leaf al Mercado de los Ángeles C.A. (Estados Unidos) para el Vivero El Jardineros LTDA.” Fusagasugá, 2015. Universidad de Cundinamarca, Facultad de Ciencias Administrativas, Económicas y Contables,
<https://repositorio.ucundinamarca.edu.co/bitstream/handle/20.500.12558/1444/PLAN%20EXPORTADOR%2C%20LOG%C3%8DSTICO%20Y%20DE%20COMERCIALIZACI%C3%93N.pdf?sequence=1&isAllowed=y>.
 - ✓ Ortiz, Alexandra. “Logística de exportación | Importancia y proceso en el comercio internacional.” Drip Capital, 26 noviembre 2020,
<https://www.dripcapital.com/es-mx/recursos/blog/logistica-exportacion#3>. Accessed 18 noviembre 2021.

CAPÍTULO 2

*Diagramas de flujo y
balances globales
de la planta*



2.1. Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se define la tecnología del proceso, se delinea el diagrama de flujo de la planta, se plantean los balances de masa y se calculan los caudales y fracciones másicas de todas las corrientes del proceso.

En primer lugar, la tecnología de proceso incluye el pretratamiento de materia prima, que en este caso no se considera necesario debido a que la corriente presenta una baja proporción de impurezas que se separan al final del proceso.

Para la etapa de reacción, donde ocurren la esterificación y la hidrogenación, se selecciona un único reactor de tipo slurry, con las siguientes condiciones de operación:

- ❖ Temperatura: 280 °C
- ❖ Presión: 300 atm
- ❖ Catalizador: Cu-Cr; Consumo: 5 kg/ton alcohol crudo producido
- ❖ H₂ en exceso: 50 mol H₂/mol de alimentación
- ❖ Exceso interno de alcohol: de 100 a 1.000 veces el volumen de los ácidos grasos alimentados.
- ❖ Exceso externo de alcohol: 30% en exceso sobre lo requerido para la reacción de esterificación.

Además, para mantener la conversión deseada del producto se realizan extracciones y adiciones del catalizador debido a que el mismo es propenso a desactivarse. Se añade catalizador fresco a la corriente recirculada y se activa in situ.

En el reactor también se producen reacciones químicas paralelas, entre ellas la mayoría son indeseadas. Sin embargo, se busca que ocurra la saturación de enlaces múltiples, ya que se desean producir alcoholes grasos saturados.

Por otro lado, se realiza un diagrama en bloques de toda la planta y se define el número de subsistemas del proceso para la obtención de los alcoholes grasos deseados. Las subplantas consideradas son las siguientes:

- ❖ *Sistema de reacción:* sistema en el que ocurren las reacciones de esterificación e hidrogenación simultáneamente en el reactor slurry, utilizando una alimentación de ácidos grasos, alcohol graso, catalizador e hidrógeno.
- ❖ *Sistema de acondicionamiento y recuperación de hidrógeno:* en esta etapa se somete la corriente de salida del slurry a un proceso de separación que permite recuperar hidrógeno. Luego, se mezcla con hidrógeno fresco y se ingresa en el reactor.
- ❖ *Sistema de acondicionamiento del catalizador:* a la mezcla que contiene alcoholes grasos, ésteres grasos sin reaccionar, catalizador e impurezas, se le retira parte del catalizador utilizado y se reemplaza por catalizador fresco.
- ❖ *Sistema de separación de agua y glicerina:* a la corriente que contiene alcoholes grasos, ésteres grasos sin reaccionar e impurezas, se le separa éstas últimas para evitar su recirculación al reactor.
- ❖ *Sistema de fraccionamiento:* una vez obtenido el alcohol graso crudo, se somete a un tratamiento de fraccionamiento, con el fin de separarlo en distintas longitudes de cadenas carbonadas para obtener los dos productos deseados.

Por otra parte, se realizan los balances de masa para cada uno de los subsistemas y el balance global de toda la planta. Para llevar a cabo los mismos se considera lo siguiente:

- ❖ La esterificación es completa, todos los ácidos se convierten a sus respectivos ésteres.
- ❖ La conversión de ésteres a alcoholes es del 98 %.
- ❖ Los enlaces insaturados se saturan en el mismo reactor slurry, por lo que se obtienen alcoholes saturados.
- ❖ EGP=0,8; Capacidad nominal= 2 ton/h; Capacidad instantánea de producción= 2,5 ton/h.
- ❖ No se tienen en cuenta las reacciones secundarias indeseadas.

2.2. Tecnología del proceso

2.2.1. Pretratamiento de materia prima

En el capítulo previo se analiza la calidad de la materia prima a utilizar. Está compuesta prácticamente en su totalidad por ácidos grasos, y contiene una pequeña proporción de agua, glicerina y triglicéridos (**tabla 2.1**).

Tabla 2.1. Especificaciones de la materia prima.

Especie	% p/p
Ácidos grasos	99,82
Agua + glicerina + TG	0,18

Como es observable en la **tabla 2.1**, la proporción de agua, glicerina y triglicéridos es muy baja. Por esta razón, se considera innecesaria una purificación previa de la alimentación al proceso. Se eliminarán como impurezas en el proceso de purificación al final del mismo.

2.2.2. Esterificación

La esterificación constituye la primera etapa para la producción de los alcoholes grasos. En ella, los ácidos grasos reaccionan con los alcoholes grasos recirculados, dando como producto ésteres grasos y agua.

Debido a que la reacción de esterificación produce agua, sería recomendable que la materia prima utilizada no la contuviera (debido a que la reacción es reversible, y desfavorecería el desplazamiento de la misma hacia los productos). Sin embargo, la proporción de agua en la corriente de alimentación es muy baja, por lo que extraerla en una etapa previa al proceso no es necesario. El agua, además de estar contenida en la corriente de alimentación, también es un producto de la reacción. A pesar de ello, como la reacción se lleva a cabo con un exceso interno de alcohol (más de 100 a 1.000 veces el volumen de los ácidos grasos alimentados), la esterificación ocurre de forma casi instantánea, por lo que no

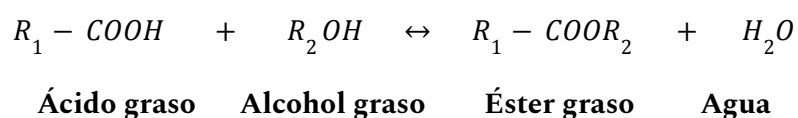
sería un problema tener agua presente en el reactor. Además, la presencia de agua desfavorece diversas reacciones secundarias, entonces sería recomendable no extraerla.

Para llevar a cabo tanto la esterificación como la hidrogenación se utiliza un único reactor. En la primera etapa de reacción ocurre la esterificación. Se recircula parte del producto de alcohol graso producido que genera una esterificación “in situ”, que convierte al ácido graso en el éster graso. En esta primera etapa no se hace uso de un catalizador. En un segundo paso, los ésteres grasos producidos son hidrogenados. Por ende, el proceso no es una hidrogenación directa de un ácido graso, sino la hidrogenación de un éster, pero que ocurre dentro del mismo reactor.

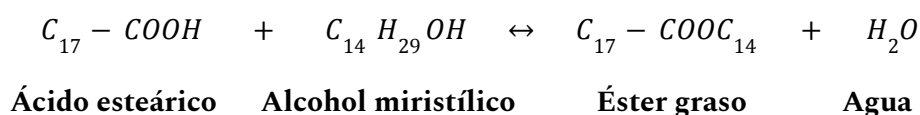
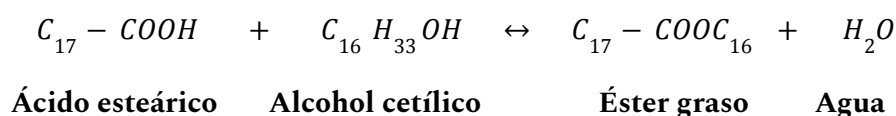
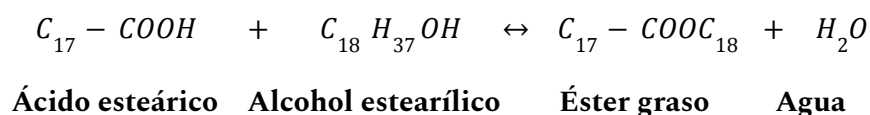
Un problema que se presenta al utilizar ácidos grasos es la característica ácida del medio, que afecta principalmente al catalizador. El método Lurgi evita este problema. Esto se debe a que el alcohol graso recirculado al proceso contiene además catalizador reutilizado, que ya atravesó el reactor slurry. Por lo tanto, ese catalizador está recubierto con una capa de alcohol graso. El recubrimiento reacciona primero con el ácido graso, formando el éster, y luego el éster, utilizando el catalizador, forma el alcohol graso. Además, el exceso de alcoholes grasos interno del reactor permite que el catalizador no se vea afectado por la presencia de ácidos. Al haber alcohol en exceso, en primer lugar se diluyen los ácidos presentes en la alimentación, por lo que se evita el contacto con el catalizador. Por otro lado, el exceso de alcohol permite que la esterificación ocurra de manera muy rápida. Es por ello que utilizar este método es una ventaja sobre la hidrogenación directa de ácidos grasos.

2.2.2.1. Reacción química

La reacción de esterificación general es la siguiente:



A modo de ejemplo, se analizan las posibles reacciones de esterificación del ácido esteárico con los alcoholes grasos obtenidos en el proceso, que son recirculados y utilizados para realizar la esterificación correspondiente.



Análogamente, para los demás ácidos grasos presentes en la corriente de alimentación ocurren las mismas reacciones con cada uno de los alcoholes grasos, produciendo los ésteres grasos correspondientes.

2.2.3. Hidrogenación

A nivel industrial existen tres tipos de hidrogenación a gran escala: hidrogenación en fase gaseosa, en lecho percolado y en suspensión; siendo esta última la que se realiza en este proyecto, utilizando un reactor slurry. El proceso de hidrogenación consiste en hacer reaccionar el éster graso formado previamente con hidrógeno, obteniendo alcoholes grasos.

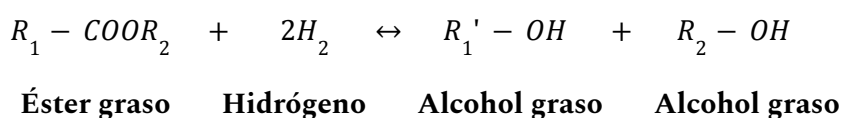
Para llevar a cabo la hidrogenación catalítica es necesario el uso de un catalizador, como el CuCr, que permite hidrogenar selectivamente el compuesto para obtener su correspondiente alcohol graso. El catalizador de CuCr es propenso al ataque de ácidos grasos. Para evitar esto, Lurgi desarrolló un proceso de suspensión que recircula el catalizador en un reactor de alta presión de tipo slurry.

Uno de los beneficios de utilizar un reactor de tipo slurry es que los costos de inversión son menores que en el caso de hidrogenaciones que se realicen en lechos fijos, ya que requieren menos equipos de alta presión. Además, los procesos en suspensión consumen menos energía, entonces generan un menor gasto energético. Sin embargo, presenta ciertas desventajas como la dificultad de separar el catalizador para luego recircularlo, así como también la necesidad de trabajar a altas temperaturas.

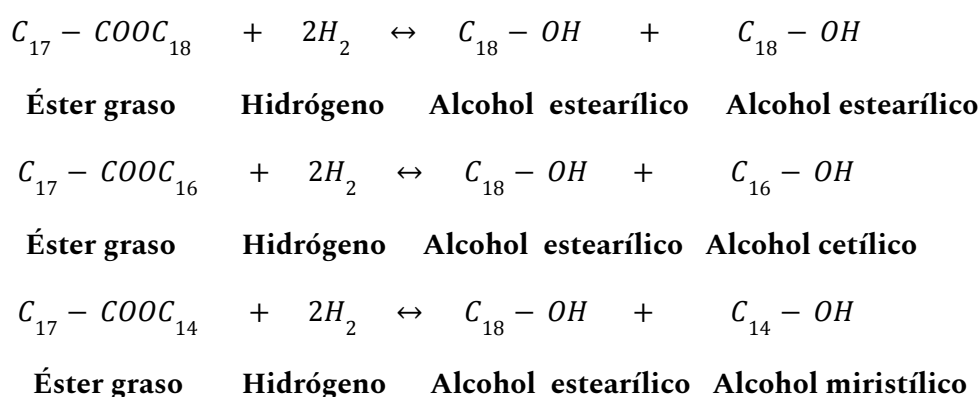
El proceso de hidrogenación requiere un exceso de hidrógeno. Por un lado, se utiliza para convertir los ésteres grasos en alcoholes grasos y, por el otro, se usa para hidrogenar simultáneamente los dobles enlaces de ácidos grasos que pudieran existir. La cantidad de hidrógeno introducido resulta de 50 moles en exceso respecto a lo necesario para la hidrogenación del reactivo presente en el sistema. A causa de este exceso de hidrógeno, hay una recirculación posterior del mismo sin reaccionar.

2.2.3.1. Reacción química

La reacción de hidrogenación corresponde a la siguiente:



Se analizan las posibles reacciones de hidrogenación de los ésteres formados a partir de ácido esteárico.



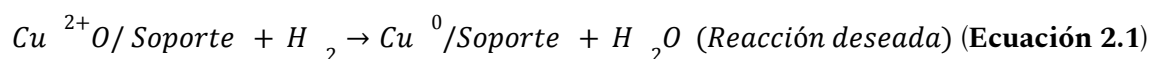
Análogamente, para los demás ésteres grasos formados ocurren las mismas reacciones con hidrógeno, formando los alcoholes grasos correspondientes.

2.2.3.2. Catalizador utilizado

El catalizador seleccionado para llevar a cabo la hidrogenación de los ésteres debe cumplir con las siguientes características: activación in situ, resistencia a posibles contaminantes y compuestos (como el agua y glicerol), resistencia al desgaste y facilidad de separación del catalizador del producto. Todo lo mencionado anteriormente puede afectar significativamente la eficiencia general del proceso. Además, la resistencia a los ácidos del catalizador juega un papel importante en la determinación del destino del catalizador en el reactor.

El catalizador utilizado para llevar a cabo la hidrogenación es el Cu-Cr. Se selecciona el mismo debido a que cumple con los requisitos mencionados anteriormente, presenta una buena selectividad hacia la formación de alcoholes grasos y, generalmente, es el catalizador preferido para operaciones slurry continuas. A pesar de ello, existen catalizadores basados en cobre libres de cromo que son más amigables con el medio ambiente y no requieren condiciones drásticas de reacción. La desventaja de este tipo de catalizadores es que su implementación se limita a estudios de laboratorio, y no han sido probados a gran escala. Además por su producción a pequeña escala, conllevan un alto costo. Por ello, se selecciona el cromito de cobre como catalizador. Además, los catalizadores a base de Cu son adecuados para este proceso ya que permiten la hidrogenación selectiva de enlaces C=O y permite la hidrogenación simultánea de enlaces C=C, que pudieran llegar a existir.

El catalizador se desactiva debido a varias causas que se mencionan posteriormente. Por ello, para mantener la conversión deseada del producto se realizan extracciones y adiciones del catalizador (5-10% de catalizador total presente en el reactor). Se añade catalizador fresco a la suspensión de catalizador recirculado y se activa in situ como se muestra en la siguiente reacción, retirando el catalizador gastado.

**Catalizador****Sitio activo**

El catalizador fresco consiste en CuO y CuCr₂O₄. El cobre metálico, finamente disperso, formado por la reducción del CuO (**ecuación 2.1**), es el sitio activo para la hidrogenólisis de ésteres.

La actividad y la selectividad del catalizador se correlacionan bien con la cristalinidad de la superficie del cromito de cobre, se incrementan al disminuir la cristalinidad o al aumentar el área de superficie.

Los catalizadores basados en cobre son propensos al ataque ácido como se muestra en la **ecuación 2.2**. Para mejorar la resistencia a los ácidos, es posible agregar al catalizador otros componentes como la sílice. La presencia de sílice no solo mejora la resistencia a los ácidos, sino que también mejora el rendimiento del proceso.

El consumo del catalizador de CuCr es bastante alto, alrededor de 5 kg por tonelada de alcohol graso producido, en parte debido a la reacción de los ácidos grasos con el cobre presente en el catalizador.

El catalizador de CuCr en polvo es propenso a los venenos, como:

- El azufre del Cu-sulfuro que causa desactivación permanente del catalizador (límite: 5 ppm de S).
- La adsorción de cloruro desencadena en una fuerte desactivación permanente del catalizador (límite: 2 ppm de Cl).
- La adsorción de fósforo causa una desactivación suave del catalizador (límite: 1 ppm).
- Componentes altamente polares, como: glicerol, los ácidos grasos y los monoglicéridos inhiben la actividad bloqueando el sitio activo en la superficie del catalizador.

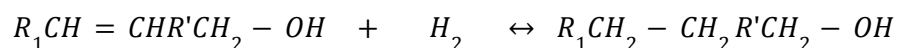
En el proceso slurry, la tasa de producción de alcoholes grasos depende de la actividad del catalizador y sus velocidades de separación/filtración. Mientras que la

velocidad de reacción depende de la composición del catalizador y propiedades de la superficie, la tasa de sedimentación o separación para la filtración continua está dictada por las propiedades físicas como el tamaño de partícula. El catalizador, durante el transcurso del proceso, sufre un desgaste severo, que también da como resultado una tasa de separación más lenta.

2.2.3.3. Reacciones químicas paralelas

2.2.3.3.1. Saturación de enlaces múltiples

Se da mediante la reacción de enlaces carbono carbono dobles, en este caso, con hidrógeno. La reacción de saturación de alcoholes insaturados es la siguiente:

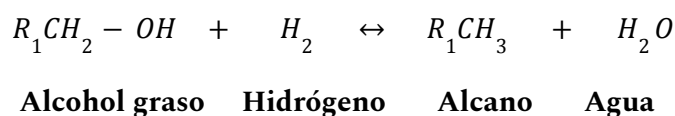


Alcohol graso insaturado Hidrógeno Alcohol graso saturado

Debido a que la materia prima contiene en su composición ácido oléico y ácido linoleico, ambos ácidos grasos insaturados, es esperable que se formen alcoholes insaturados. Como se busca obtener alcohol cetílico y estearílico, ambos alcoholes saturados, la reacción con hidrógeno resulta favorable. Además, la utilización de cromito de cobre como catalizador favorece la saturación de dobles enlaces, lo cual es beneficioso para el presente proceso.

2.2.3.3.2. Formación de hidrocarburos

Como reacción secundaria puede ocurrir la deshidratación de alcoholes, dando como producto alcanos. Partiendo de alcoholes grasos saturados, se forman alcanos, siguiendo la siguiente reacción:

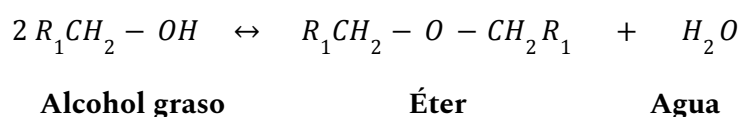


Al utilizar un reactor slurry con CuCr como catalizador y operar a altas presiones y temperaturas, la formación de hidrocarburos es inevitable, y el contenido de los mismos a la salida del reactor suele rondar en el 1% p/p. Es indeseada ya que disminuye la calidad del alcohol graso formado. Para ser comercializados, deben cumplir especificaciones máximas de concentración de hidrocarburos.

Sin embargo, es observable que la reacción es un equilibrio. Asimismo, si se recuerda que como producto de la esterificación se obtiene agua, si la misma no es extraída del reactor generaría un retardo en la formación de hidrocarburos, ya que la presencia de agua desplaza el equilibrio hacia reactivos. Por lo tanto, sería conveniente no extraer el agua de reacción, para desfavorecer la formación de hidrocarburos.

2.2.3.3.3. Formación de éteres

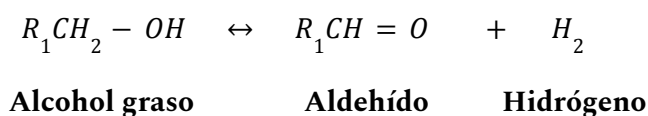
También puede ocurrir la deshidratación de alcoholes, dando como producto éter, de la siguiente manera:



Es una reacción que se busca evitar, ya que se consume el producto deseado. Sin embargo, se puede observar que es un equilibrio que forma agua, por lo que la presencia de agua dada por ser producto de la esterificación desfavorecería esta reacción.

2.2.3.3.4. Formación de aldehídos

Los alcoholes primarios sometidos a altas temperaturas, y en presencia de catalizadores que contengan cobre, pueden perder átomos de hidrógeno y formar aldehídos, de la siguiente manera:



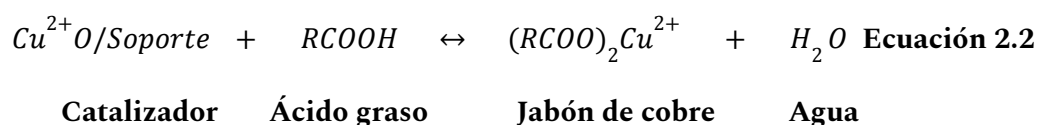
Es una reacción indeseada ya que, además de consumir los alcoholes grasos, aumenta el índice de carbonilo del producto final. Esto genera una disminución de la calidad, y es por eso que se debe tratar al alcohol graso formado para eliminar estos compuestos, ya que hay especificaciones técnicas a cumplir respecto a ese índice.

2.2.3.3.5. Hidrogenólisis de C-C

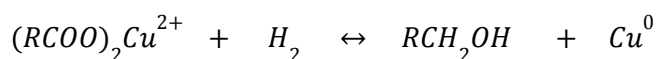
La ruptura de enlaces carbono carbono resulta no deseada ya que se forman productos con cadenas de carbono más cortas. Como en la reacción de hidrogenación se utiliza un catalizador que contiene cobre, que es relativamente inactivo para la hidrogenólisis de C-C, se puede considerar que la reacción no es favorable en las condiciones de operación.

2.2.3.3.6. Formación de jabón de cobre

La reacción ocurre entre el ácido graso libre y el catalizador. Es una reacción no deseada, ya que inhibe la reacción del éster hacia alcohol graso. Sin embargo, el diseño de Lurgi que implica la recirculación al proceso de catalizador que se encuentra recubierto con alcohol graso, disminuye el ataque del ácido al catalizador, en comparación con la hidrogenación directa de ácidos grasos. La reacción de formación de jabón es la siguiente:



Además, el jabón de cobre formado puede reaccionar con hidrógeno, reduciendo el cobre a su forma metálica, que puede depositarse en el mismo catalizador o en la superficie interna del reactor. Disminuye la funcionalidad del catalizador y además puede afectar al equipo. La reacción correspondiente es:



Jabón de cobre Hidrógeno Alcohol graso Cobre

Cabe aclarar que las reacciones secundarias y sus productos no se consideran en los balances de masa ni diagramas en bloque posteriormente planteados. Esto se debe a que en esta instancia se realizan balances de forma preliminar, por lo que se desconocen valores certeros de la formación de productos indeseados. Además, con las condiciones de operación, como el catalizador utilizado y la presencia de agua en el reactor, se busca evitar estas reacciones secundarias. Consecuentemente, la concentración de los productos indeseados se espera que sea relativamente baja.

2.2.4. Hidrogenación y esterificación (sistema de reacción)

Como fue mencionado previamente, las reacciones de esterificación e hidrogenación ocurren en el mismo reactor slurry.

2.2.4.1. Diagrama en bloques



Figura 2.1. Diagrama en bloques de reacción de hidrogenación y esterificación.

2.2.4.2. Diagrama tecnológico

El reactor slurry es alimentado con la materia prima, los ácidos grasos impuros, que previamente son calentados. Asimismo, ingresa al reactor hidrógeno que también fue preacondicionado. Por último, se recircula del proceso una mezcla de alcoholes grasos con catalizador. Se pueden observar todas las corrientes de entrada en la **figura 2.2**. Se obtiene como producto una mezcla de alcoholes grasos, ésteres grasos sin reaccionar, las impurezas que había originalmente, agua de reacción y catalizador.

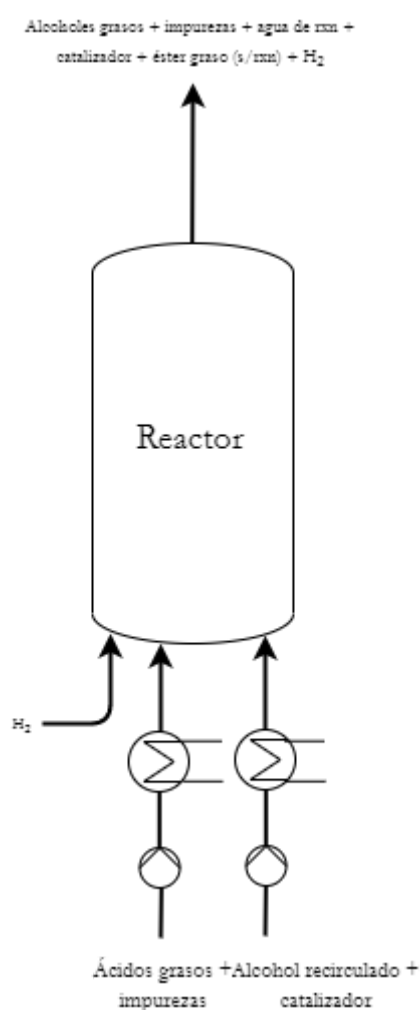


Figura 2.2. Diagrama tecnológico del sistema de reacción.

2.2.4.3. Condiciones de operación

El reactor slurry se opera en las condiciones presentes en la **tabla 2.2**.

Tabla 2.2. Condiciones de operación del reactor Slurry.

Temperatura (°C)	280
Presión (atm)	300
Catalizador	Cu-Cr. 5 kg/ton alcohol crudo producido
Relación molar H ₂ /éster graso	50
Reciclo alcohol graso interno	100 a 1.000 veces el ácido graso alimentado
Reciclo alcohol graso externo	1,2 a 1,4 veces el ácido graso alimentado

El proceso Lurgi es conocido por contener dos reciclos de alcoholes grasos para llevar a cabo la esterificación de los ácidos grasos, y formar éster graso como intermediario para su posterior hidrogenación. Se cuenta con un reciclo interno y uno externo. Para alcanzar la conversión deseada en el reactor y evitar reacciones indeseadas, así como el deterioro del equipo y catalizador, se debe trabajar con exceso de alcohol graso en el reactor respecto a la alimentación de ácido graso (entre 100 y 1.000 veces el volumen de los ácidos alimentados), sin embargo, como es un reciclo interno, no es considerado en los balances de masa del sistema. De la misma manera, para favorecer la reacción, se debe trabajar con un reciclo externo de alcoholes grasos. Este reciclo corresponde a 1,2 a 1,4 veces la fracción de ácidos grasos alimentados al reactor. Al igual que en el caso anterior, no se considera en los balances de masa globales, al ser un reciclo.

Para poder llegar a las condiciones necesarias en la reacción de esterificación, se requiere trabajar con un exceso de 50 moles de hidrógeno respecto al éster graso. Para evitar el desperdicio de hidrógeno, ya que es necesario un gran exceso del mismo para llevar a cabo la reacción, se debe recircular al proceso lo que quedó sin reaccionar. Para ello, atraviesa un sistema de reacondicionamiento del hidrógeno, y luego se lo vuelve a ingresar al reactor slurry.

Respecto al catalizador consumido en el sistema, es necesario realizar un reemplazo constante de parte del catalizador consumido por fresco. A la mezcla slurry se le retira una

parte del catalizador, y es sustituida por catalizador fresco en igual cantidad. Esta sustitución, o mejor dicho consumo, es a razón de 5 kg de catalizador por tonelada de alcohol graso crudo producido. Por otro lado, haciendo referencia al catalizador que es necesario que esté presente en el reactor slurry para que la reacción de hidrogenación sea favorable, dicha cantidad se abordará en capítulos posteriores cuando se estudie la cinética de la reacción en profundidad. En el presente capítulo se hace referencia a ese valor simplemente como “catalizador”, y no se especifican cantidades. En el balance global dicho término no es de relevancia ya que, al permanecer dentro del sistema general, no afecta los balances. Simplemente se tiene en cuenta la reposición constante del catalizador.

2.2.5. Acondicionamiento de corrientes

Debido a que se trabaja con exceso de hidrógeno, el reactivo debe ser recirculado al proceso para su posterior reutilización. Antes de volver a ingresarlo al equipo, debe ser recuperado y llevado a las condiciones de reacción. Además, se debe reponer constantemente la actividad del catalizador, ingresando una corriente fresca del mismo y retirando otra.

Por otro lado, para poder reciclar parte de los alcoholes grasos producidos al reactor, previamente se debe retirar el agua formada y las impurezas para evitar la desactivación del catalizador y favorecer la reacción deseada. Por eso se plantea un esquema de separación de agua e impurezas, luego de separar el catalizador en el separador centrífugo. Cabe aclarar que este sistema se detalla en el capítulo correspondiente al sistema de purificación.

2.2.5.1. Recuperación y acondicionamiento de hidrógeno

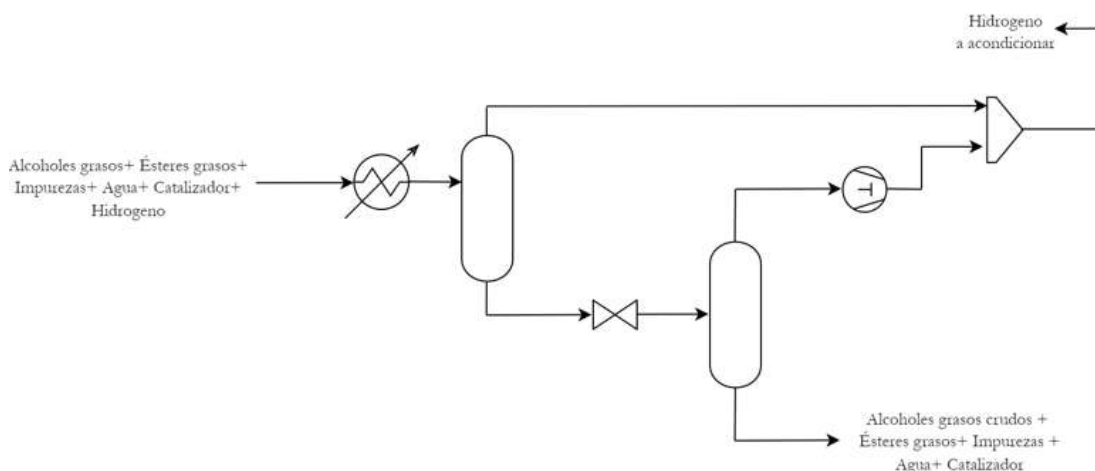


Figura 2.3. Diagrama tecnológico del sistema de recuperación de hidrógeno.

En la **figura 2.3** se representa el sistema de recuperación de hidrógeno. El objetivo de esta etapa es recuperar el hidrógeno puro para poder reutilizarlo en el proceso. La corriente de salida del reactor slurry ingresa a un intercambiador de calor para disminuir su temperatura para luego ingresar a un separador flash. En este primer flash por la parte superior se logra recuperar la mayor cantidad de hidrógeno no reaccionado. Mientras que la corriente inferior, a partir de una disminución de la presión, ingresa a un segundo flash, donde por el tope se logra separar aún más hidrógeno de la mezcla, permitiendo así recuperar una mayor cantidad de hidrógeno. La segunda corriente de hidrógeno junto con la primera son posteriormente acondicionadas, para luego recircularlas nuevamente al reactor slurry. Por el fondo del segundo flash se obtiene una mezcla de alcohol graso, éster graso sin reaccionar, impurezas y catalizador que se envía al sistema de acondicionamiento de catalizador, y luego al de separación de agua y glicerina. A fines de simplificar la simulación, se desprecia el contenido de triglicéridos en la materia prima. En primer lugar, no se conoce la fracción de este compuesto en las impurezas. Asimismo, no se especifica de qué tipo de triglicéridos se trata, y ya que presentan alta variabilidad de peso molecular debido al largo de cadena, no se puede trabajar con pesos moleculares. Por ello se decide despreciar su presencia.

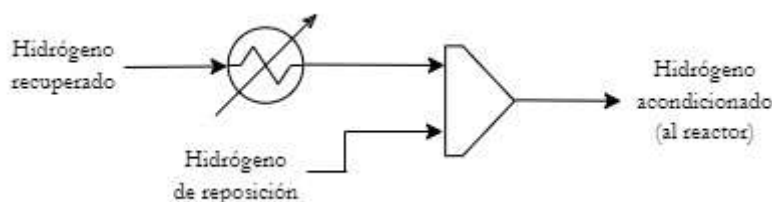


Figura 2.4. Diagrama tecnológico del sistema de acondicionamiento de hidrógeno.

En la **figura 2.4** se puede apreciar el diagrama tecnológico para el acondicionamiento del hidrógeno. Se ingresa una corriente de hidrógeno fresco para reponer aquel que se consumió en la reacción. Luego, se mezcla con el hidrógeno en exceso recuperado por el sistema de recuperación de hidrógeno, el cual previamente ingresa a un intercambiador de calor para aumentar su temperatura. El hidrógeno ya se encuentra en las condiciones de operación requeridas, por lo que posteriormente es circulado hacia el reactor slurry.

2.2.5.2. Acondicionamiento del catalizador

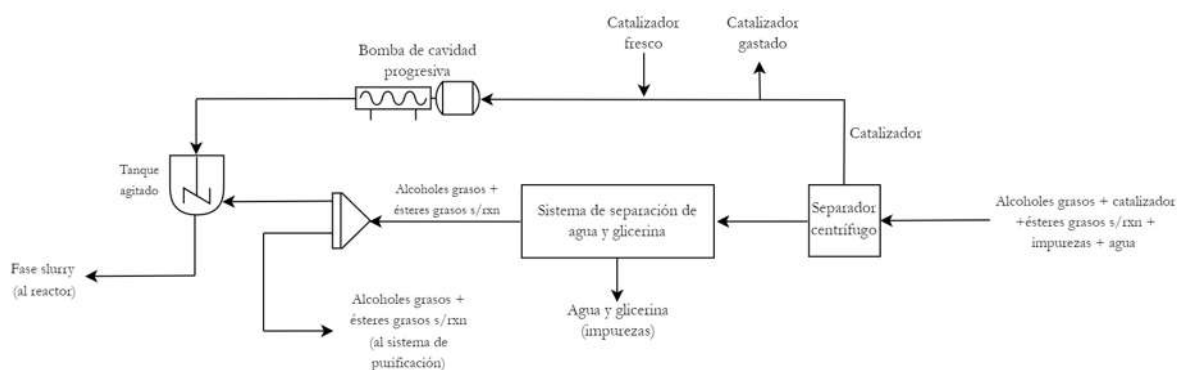


Figura 2.5. Diagrama tecnológico del sistema de acondicionamiento del catalizador.

En la **figura 2.5** se observa el diagrama tecnológico del sistema de acondicionamiento del catalizador. La corriente que sale del segundo separador flash, conformada por alcoholes grasos, catalizador, ésteres grasos sin reaccionar, impurezas y agua, ingresa a un separador centrífugo, donde se extraen los sólidos en suspensión presentes. Por un lado, se separa el catalizador de esta corriente, se retira el catalizador gastado y se agrega una corriente de

catalizador fresco para recuperar su actividad y poder cumplir con las condiciones de reacción en el reactor. Por otro lado, la otra corriente que contiene alcoholes grasos, ésteres sin reaccionar, agua y glicerina (impurezas), se lleva a un sistema de separación de impurezas.

Luego, parte de la corriente libre de impurezas que contiene alcoholes grasos y ésteres sin reaccionar se mezcla con el catalizador en un tanque agitado para favorecer el mezclado y luego se recircula al reactor. La otra parte de la corriente se lleva al sistema de purificación donde se realiza el fraccionamiento de los alcoholes grasos deseados.

2.2.5.3. Separación de agua, glicerina y alcohol miristílico

La corriente que sale del separador centrífugo contiene impurezas tales como agua y glicerina, las cuales deben eliminarse antes de que parte de ella se recircule al reactor, para evitar los inconvenientes que estas generan en el transcurso de las reacciones. Para realizar dicha separación, se la lleva a un destilador. Además de lograr separar dichos compuestos, en la torre de destilación también se separa el alcohol miristílico, el cual es un producto de reacción pero no de interés. Las condiciones operativas de este sistema de separación se presentan en capítulos posteriores. Además, dicha separación es favorable para, luego, llevar a cabo la purificación eficiente de los alcoholes grasos deseados. El diagrama tecnológico correspondiente se detalla en la **figura 2.6**.

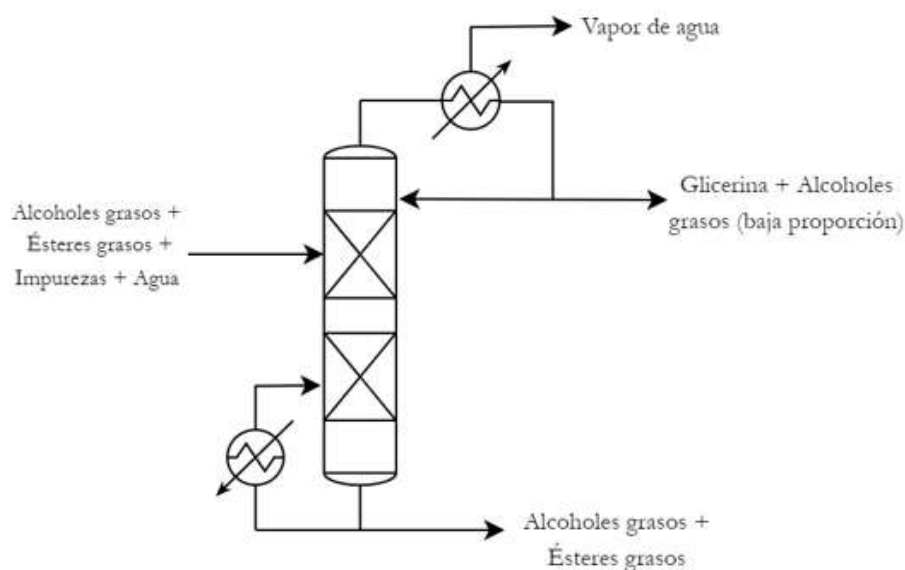


Figura 2.6. Diagrama tecnológico del sistema de separación de agua, glicerina y alcohol miristílico.

2.2.6. Sistema de fraccionamiento

En esta etapa el objetivo es el acondicionamiento del producto, eliminando los ésteres grasos sin reaccionar y los alcoholes grasos no deseados para obtener los productos de interés. La corriente que sale del sistema de separación de agua, glicerina y alcohol miristílico es dividida en 2. Una parte de ella se mezcla con el catalizador y se recircula al reactor y la otra es la que atraviesa el sistema de fraccionamiento. Ésta última, antes de ingresar a la segunda torre de destilación, para alcanzar las condiciones óptimas de temperatura y presión, ingresa a un intercambiador de calor donde se enfría y, luego, se expande. Posteriormente, la corriente ingresa a la segunda torre de destilación donde por el destilado se obtiene el alcohol cetílico y por otra salida lateral alcohol estearílico, ambos con pureza del 98%. En el residuo se obtiene una mezcla que contiene ésteres grasos sin reaccionar y una pequeña proporción de alcoholes grasos que no alcanzó la pureza deseada, la cual se recircula al reactor para evitar su desecho.

Cabe destacar que el sistema de fraccionamiento se plantea de forma esquemática. En el Capítulo 4 se realiza un estudio más detallado, donde se diseñan los equipos

correspondientes al sistema y se definen sus condiciones de operación. En la **figura 2.7** se representa el diagrama tecnológico del sistema de fraccionamiento.

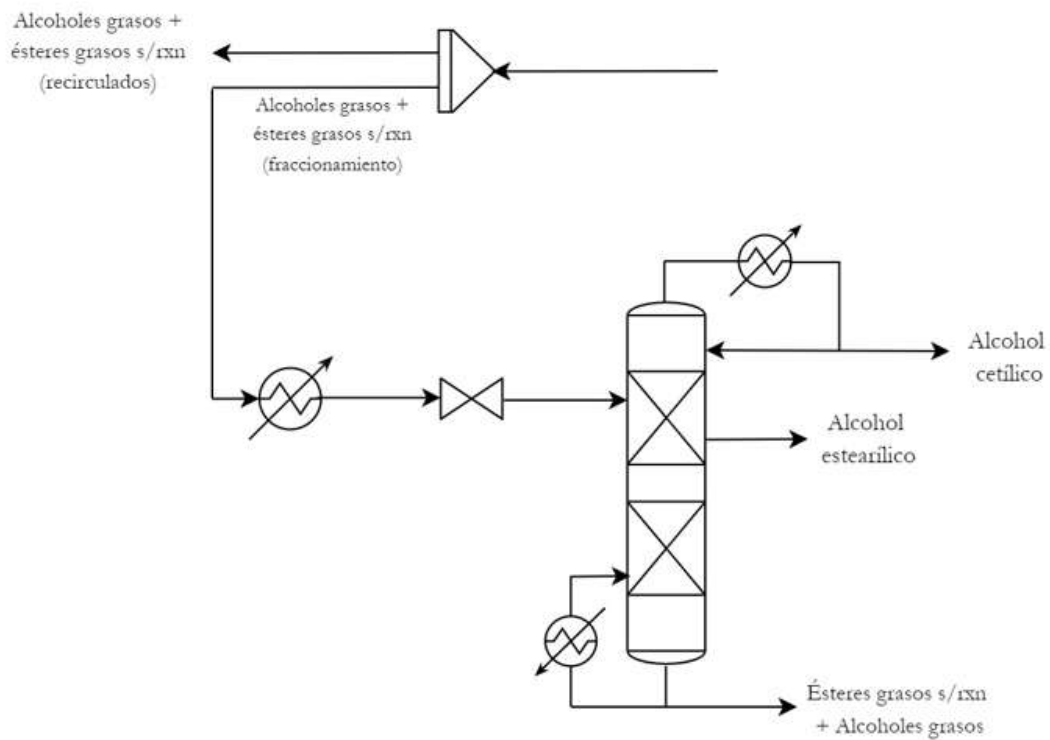


Figura 2.7. Diagrama tecnológico del sistema de fraccionamiento de los alcoholes grasos.

2.2.7. Diagrama en bloques global

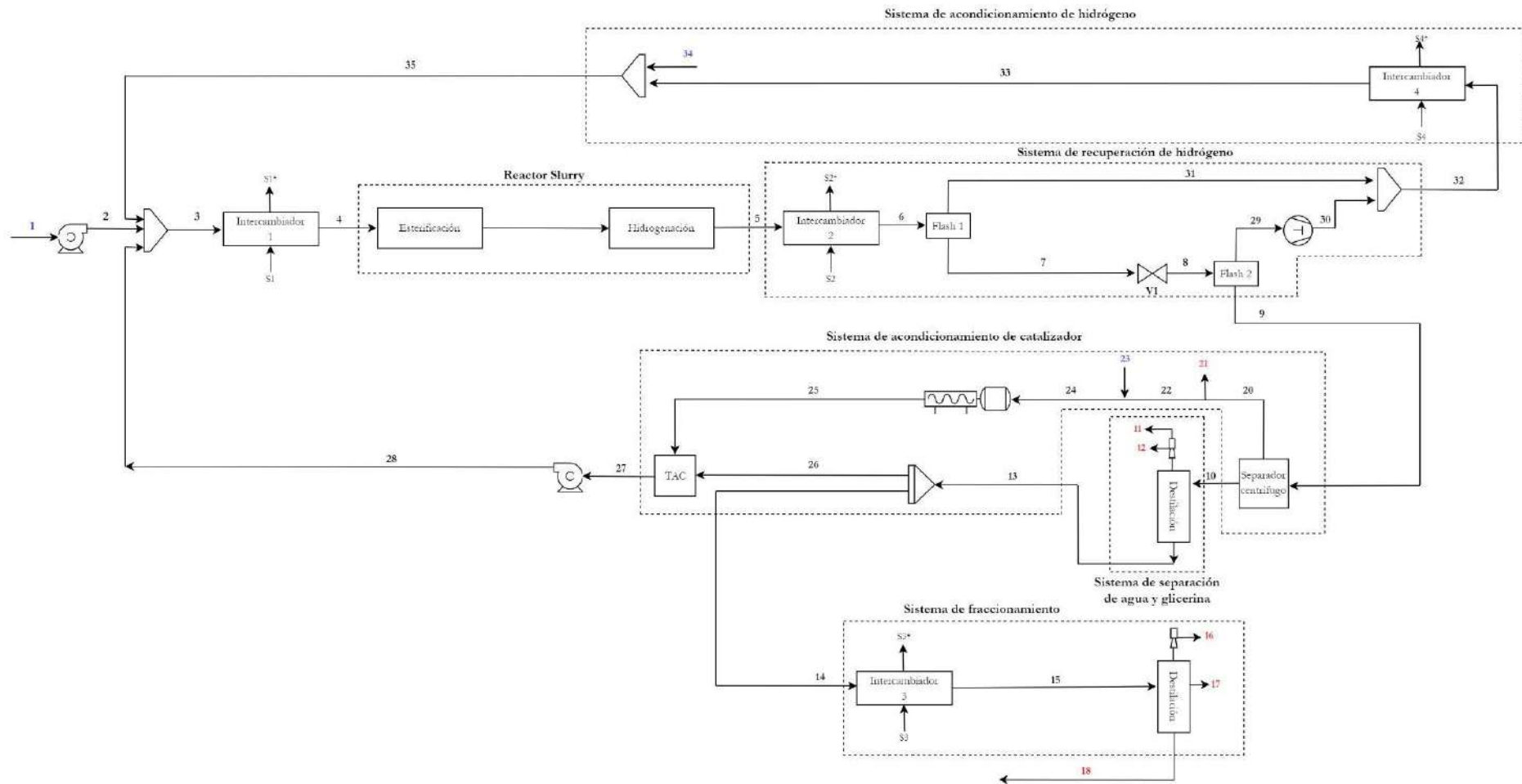


Figura 2.8. Diagrama en bloques de la planta completa.

2.3. Balances de masa

2.3.1. Efectividad general del proceso

Existen dos tipos de capacidades de producción de una planta. La primera es la capacidad nominal, la cual corresponde a lo que efectivamente se compromete a producir la planta y se utiliza para el análisis económico posterior. Es la definida en función del estudio de mercado, disponibilidad de capital para inversión, disponibilidad de materias primas, etc. Por otro lado, se encuentra la capacidad instantánea o de diseño, la cual se utiliza para el dimensionamiento de equipos e instalaciones. La misma surge de la capacidad de producción afectada por un valor de Efectividad Global del Proceso (EGP) de diseño.

La capacidad nominal también debe considerar una determinada EGP respecto de la capacidad instantánea de producción de la planta. La capacidad instantánea de producción es siempre mayor que la nominal y están relacionadas mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Capacidad instantánea de producción} = \frac{\text{Capacidad nominal}}{\text{EGP}}$$

Los principales aspectos que afectan la Efectividad General del Proceso (Overall Process Effectiveness) son:

- ❖ *Disponibilidad*: corresponde al porcentaje de horas de planta anuales disponibles para operar respecto de las horas disponibles anuales.
- ❖ *Producto conforme*: corresponde al porcentaje de producto producido dentro de especificación respecto de la totalidad producido.
- ❖ *Performance*: corresponde a la capacidad de producción respecto de la capacidad estándar.

A continuación se realiza la estimación de la EGP teniendo en cuenta los factores mencionados previamente.

2.3.1.1. Disponibilidad

Dentro de los factores que afectan la disponibilidad se encuentran:

- ❖ Paradas de mantenimiento programadas.
- ❖ Paradas de mantenimiento imprevistas.
- ❖ Factores externos (ejemplo: corte de energía eléctrica).
- ❖ Realización de Mantenimiento Correctivo Programado.
- ❖ Realización de Inspecciones o Pruebas, para comprobar que los equipos más importantes de la instalación se encuentran en buen estado, son las denominadas paradas de corta duración.
- ❖ Realización de Grandes Revisiones Programadas, que se realizan por horas de funcionamiento, por períodos de tiempo prefijados, por unidad producida, etc.
- ❖ Implementación de mejoras

Las plantas químicas suelen ser plantas de proceso donde las paradas no programadas tienen un gran impacto económico. Por lo tanto, es aconsejable realizar paradas programadas que eviten problemas de seguridad inesperados.

Los equipos que necesitan la realización de una parada son los intercambiadores de calor, las columnas de destilación, los reactores, y los depósitos. Se aprovecha la parada para revisar todos los equipos auxiliares, las tuberías y para realizar todo tipo de inspecciones reglamentarias.

El tiempo necesario para realizar una parada en una instalación industrial es muy variable, oscila entre los 2 y los 60 días, dependiendo de la complejidad de la instalación, del tamaño y de los requisitos de seguridad. Teniendo en cuenta que este proyecto es bastante complejo debido a que en la planta en cuestión se encuentran todos los equipos mencionados anteriormente, se estima que la parada anual de la planta será de 20 días.

Otras consideraciones:

- ❖ Se trabajan las 24 horas del día, los 7 días de la semana.

- ❖ No se consideran factores externos, como cortes de energía eléctrica ya que se supone que la planta cuenta con generadores.

En base a lo mencionado previamente, se calculan las horas anuales de mantenimiento y las horas anuales disponibles para, finalmente, calcular la disponibilidad de la planta.

$$\text{Horas de mantenimiento anuales} = 20 \frac{\text{días}}{\text{año}} * \frac{24 \text{ horas}}{1 \text{ día}} = 480 \frac{\text{horas}}{\text{año}}$$

$$\text{Horas anuales disponibles} = 365 \frac{\text{días}}{\text{año}} * \frac{24 \text{ horas}}{1 \text{ día}} = 8.760 \frac{\text{horas}}{\text{año}}$$

$$\text{Disponibilidad} = \frac{\text{horas anuales disponibles} - \text{horas de mantenimiento anuales}}{\text{horas anuales disponibles}} * 100 = 94,5 \% \simeq 0,95$$

2.3.1.2. Producto conforme

Los factores que afectan el porcentaje del producto conforme son: la calidad de las materias primas, los desvíos de proceso, las fallas en los equipos, entre otros. Como la calidad de la materia prima está definida y presenta una pequeña proporción de impurezas, se define el valor del porcentaje de producto conforme en un 95%, el cual es un valor de referencia normal para el tipo de planta en cuestión.

2.3.1.3. Performance

Los factores que afectan la performance son:

- ❖ Disponibilidad de materias primas
- ❖ Desvíos de proceso
- ❖ Fallas en equipos
- ❖ Capacitación
- ❖ Limitaciones externas

El valor de referencia de la performance depende de la madurez de la operación y habitualmente debe considerarse una curva de aprendizaje. Las plantas químicas

normalmente trabajan a un 90% de su capacidad de producción para satisfacer la demanda. Por esto, se asume que un valor de performance del 90 % podría ser adecuado.

2.3.1.4. Capacidad instantánea de la planta

Para poder dimensionar los equipos a utilizar, es necesario conocer la capacidad instantánea de la planta. Difiere de la capacidad de producción, o capacidad nominal, ya que tiene en cuenta la efectividad general del proceso (EGP).

En función de los parámetros mencionados anteriormente se calcula la EGP como:

$$EGP = (Disponibilidad * Producto conforme * Performance) * 100 = (0,95 * 0,95 * 0,90) * 100\% = 81\%$$

Debido a que un valor típico de EGP que se encuentra en las industrias químicas es de 0,8 y es cercano al calculado, se aproxima a dicho valor.

$$Capacidad\ Instantánea\ diaria = \frac{Capacidad\ nominal}{EGP} = \frac{2\ ton/h}{0,8} = 2,5\ ton/h$$

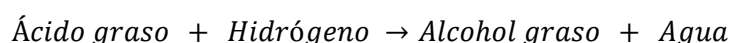
En el Capítulo 1 se mencionó que se opera 24 horas al día, 345 días al año, teniendo en cuenta las paradas para mantenimiento. Luego se obtiene la capacidad instantánea anual de la planta como:

$$Capacidad\ Instantánea\ anual = 2,5\ \frac{ton}{hora} * 24\ \frac{horas}{día} * 345\ \frac{días}{año} = 20.700\ \frac{ton}{año}$$

2.3.2. Sistema de reacción

A partir de las reacciones que ocurren en el reactor slurry se puede plantear una reacción global, que envuelve a ambas reacciones que ocurren: la esterificación y la hidrogenación.

La reacción global corresponde a la siguiente:



Considerando todos los compuestos presentes en el reactor, los excesos de cada uno y las impurezas, el balance de masa en estado estacionario se plantea planteado de la siguiente manera:

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

$$\begin{aligned} \text{Ácido Graso} + \text{Impurezas} + \text{Hidrógeno} + \text{Alcohol graso} = & \text{Alcohol Graso} + \text{Agua} + \text{Impurezas} + \dots \\ & \dots + \text{Éster graso} + \text{Hidrógeno} \end{aligned}$$

En el término de la entrada, se puede observar que ingresan al reactor los ácidos grasos de la alimentación, las impurezas que contiene la misma, y el hidrógeno para llevar a cabo la hidrogenación. Además, ingresa al reactor el alcohol graso recirculado necesario para producir el éster graso. Se sabe que se debe trabajar con un exceso de alcohol graso, que es necesario para que la reacción de esterificación sea rápida, por lo que se ingresa un 30% adicional a lo necesario. Cabe aclarar que, debido a que los balances se realizan entre la entrada y la salida del reactor, no se tiene en cuenta el exceso interno de alcohol graso.

En el término de la salida, se encuentran los alcoholes grasos saturados producidos, el agua de reacción generada en la esterificación y las impurezas de la alimentación que no reaccionaron. Además, hay éster graso e hidrógeno que quedaron sin reaccionar. Esto se debe a que el éster graso no se convierte totalmente en alcohol, queda un 2% sin reaccionar. Con respecto al hidrógeno, aunque reacciona con los ésteres grasos para dar alcoholes grasos y con los alcoholes grasos insaturados con el fin de saturar esos enlaces, el remanente se debe a que la conversión del éster en la hidrogenación no es completa, y que para el proceso se selecciona una relación en exceso molar de 50 veces de hidrógeno respecto al éster.

Para calcular la masa de cada componente, se tienen en cuenta varias consideraciones. En primer lugar, se considera que la totalidad de los ácidos grasos reaccionan para generar éster graso. Es decir, no hay ácidos grasos a la salida del reactor. Luego, se considera que el 98% de los ésteres grasos se convierten en la hidrogenación. El 2% de los ésteres grasos sin reaccionar queda en el efluente del reactor.

Además, es necesario para poder plantear los balances de masa calcular las fracciones másicas y molares de cada ácido en la mezcla de ácidos a la entrada (**tabla 2.3**), y de los

alcoholes grasos formados (**tabla 2.4**). A partir del peso molecular de cada compuesto, se calcula el peso molecular de las mezclas de ácidos grasos y alcoholes grasos (**tabla 2.5**).

Tabla 2.3. Composición y propiedades de cada ácido.

Ácido Graso	Porcentaje másico (% m/m)	Peso molecular (g/mol)	Fracción molar	Fracción másica
Esteárico	19,38	284,48	0,187	0,194
Oléico	46,44	282,47	0,451	0,466
Palmítico	29,18	256,40	0,313	0,292
Mirístico	0,80	228,37	0,010	0,008
Linoléico	4,02	280,45	0,039	0,040

Tabla 2.4. Composición y propiedades de alcoholes grasos formados.

Alcohol graso	Peso molecular (g/mol)	Fracción másica	Fracción molar
Alcohol estearílico	270,5	0,702	0,678
Alcohol cetílico	242,4	0,290	0,313
Alcohol miristílico	214,4	0,008	0,009

Tabla 2.5. Propiedades de mezcla formada.

	Mezcla ácidos grasos obtenida	Mezcla alcoholes grasos obtenida
Peso molecular (g/mol)	274,07	261,20

A continuación, se calcula el valor para cada término del balance de masa:

Entrada:

1. Ácido graso: considerando la capacidad instantánea de la planta, se calcula la masa de ácido graso necesario para cumplir esa capacidad de producción.

Tabla 2.6. Propiedades de las corrientes

Capacidad Instantánea (ton/h)	% p/p de ácidos grasos en la alimentación (%)	% p/p de cetílico y estearílico en el alcohol formado (%)
2,5	99,82	99,2

$$\text{Alcoholes grasos deseados} = \frac{\text{Capacidad instantánea}}{\% \text{p/p de estearílico y cetílico en alcohol formado}}$$

$$\text{Alimentación} = \frac{\text{Alcoholes grasos deseados}}{\% \text{ ácidos en alimentación} * \text{Conversión} * \frac{PM_{\text{Alcohol Graso}}}{PM_{\text{ácido graso}}}}$$

$$\text{Alimentación} = 2.703,283 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Ácidos grasos en alimentación} = 2.698,183 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

2. Impurezas

Las impurezas presentes en la corriente de alimentación, que están constituidas por agua, triglicéridos y glicerol, conforman el 0,18% de la corriente de alimentación.

$$\text{Impurezas} = 0,0018 * \text{Alimentación} = 4,865 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

3. Hidrógeno

El hidrógeno se consume para la hidrogenación y la saturación de enlaces múltiples de los ácidos grasos.

$$\text{Hidrógeno}_{\text{hidrogenación}} = \text{Ácidos grasos en alimentación} * \frac{PM_{\text{Hidrógeno}}}{PM_{\text{Ácidos grasos}}} * \frac{2 \text{ mol hidrógeno}}{1 \text{ mol ácido graso}}$$

$$\text{Hidrógeno}_{\text{hidrogenación}} = 39,380 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Para la saturación de enlaces múltiples se requiere un mol de hidrógeno por cada enlace doble. Considerando que se saturan los alcoholes grasos insaturados provenientes de los ácidos grasos insaturados en la alimentación, el número de enlaces múltiples de ambos compuestos coincidirá. Por lo tanto, se requiere un mol de hidrógeno para saturar un mol de ácido oléico, ya que es monoinsaturado, y dos moles de hidrógeno para saturar un mol de

ácido linoléico, ya que contiene dos enlaces dobles. Además, hay que tener en cuenta que la conversión del éster graso no es completa, por lo que hay menos alcohol graso insaturado formado, por lo que se requiere menos hidrógeno.

$$Hidrógeno_{saturación} = Hidrógeno_{sat. ac. oléico} + Hidrógeno_{sat. ac. linoléico}$$

$$Hidrógeno_{sat. ac. oléico} = gramos_{oléico}^{alimentación} * \frac{1 \text{ mol } H_2}{1 \text{ mol oléico}} * \frac{PM_{hidrógeno}}{PM_{oléico}}$$

$$Hidrógeno_{sat. ac. oléico} = Alimentación * 0,4644 * \frac{2 \text{ g/mol } H_2}{282,47 \text{ g/mol oléico}} * \frac{1 \text{ mol } H_2}{1 \text{ mol oléico}} * Conv$$

$$Hidrógeno_{sat. ac. oléico} = 8,710 \frac{kg}{h}$$

$$Hidrógeno_{sat. ac. linoléico} = gramos_{linoléico}^{alimentación} * \frac{2 \text{ mol } H_2}{1 \text{ mol linoléico}} * \frac{PM_{hidrógeno}}{PM_{linoléico}}$$

$$Hidrógeno_{sat. ac. linoléico} = Alimentación * 0,0402 * \frac{2 \text{ g/mol } H_2}{280,45 \text{ g/mol linoléico}} * \frac{2 \text{ mol } H_2}{1 \text{ mol linoléico}} * Conv$$

$$Hidrógeno_{sat. ac. linoléico} = 1,516 \frac{kg}{h}$$

$$Hidrógeno_{saturación} = 10,226 \frac{kg}{h}$$

Cómo se selecciona una relación en exceso molar de 50 veces de hidrógeno respecto al éster, a continuación se calcula la cantidad alimentada de hidrógeno.

$$Hidrógeno_{alimentado} = 50 * moles \text{ de éster}$$

$$Hidrógeno_{alimentado} = \frac{50 \text{ mol } H_2}{1 \text{ mol éster}} * \frac{1 \text{ mol éster}}{1 \text{ mol ácido graso}} * \frac{PM_{hidrógeno}}{PM_{ácido graso}} * Ácidos \text{ grasos}_{alimentados}$$

$$Hidrógeno_{alimentado} = 984,501 \frac{kg}{h}$$

4. Alcohol graso

Se considera como alcohol graso que ingresa al sistema aquel necesario para que reaccionen todos los ácidos grasos. La reacción de ácidos grasos con alcohol graso es mol a mol.

$$Alcohol \text{ graso} = Ácidos \text{ grasos}_{alimentados} * \frac{1 \text{ mol alcohol graso}}{1 \text{ mol ácido graso}} * \frac{PM_{alcohol graso}}{PM_{ácido graso}}$$

$$Alcohol \text{ graso}_{reacción} = 2.571,334 \frac{kg}{h}$$

Luego, el reactor se alimenta con un exceso del 30% de los alcoholes grasos necesarios para la reacción.

$$Alcohol\ graso_{exceso} = 0,3 * Alcohol\ graso_{reacción}$$

$$Alcohol\ graso_{exceso} = 771,400 \frac{kg}{h}$$

Por lo tanto, el alcohol graso total que ingresa al reactor resulta:

$$Alcohol\ graso_{total\ entrada} = 3.342,734 \frac{kg}{h}$$

Salida:

5. Alcohol graso

El término de alcohol graso a la salida constituye el alcohol graso formado por la reacción de hidrogenación.

$$Alcohol\ graso_{formado} = \text{Ácidos grasos alimentados} * \frac{2\ mol\ alcohol\ graso}{1\ mol\ ácido\ graso} * \frac{PM_{alcohol\ graso}}{PM_{ácido\ graso}} * Conversión$$

$$Alcohol\ graso_{formado} = 5.039,815 \frac{kg}{h}$$

Además, sale del reactor el exceso de alcohol graso alimentado:

$$Alcohol\ graso_{exceso} = 771,400 \frac{kg}{h}$$

Por lo tanto:

$$Alcohol\ graso_{total\ salida} = 5.811,215 \frac{kg}{h}$$

6. Agua

El agua se forma en la reacción de esterificación, y la relación entre ácido que reacciona y agua que se forma es mol a mol.

$$Agua_{formada} = \text{Ácidos grasos} * \frac{1\ mol\ agua}{1\ mol\ ácido\ graso} * \frac{PM_{agua}}{PM_{ácido\ graso}}$$

$$Agua_{formada} = 177,210 \frac{kg}{h}$$

7. Impurezas

Las impurezas se mantienen constantes a la salida del reactor, por lo tanto:

$$\text{Impurezas en alimentación} = 4,865 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

8. Ésteres grasos

Debido a que los ésteres grasos se convierten en un 98%, el resto de ellos que queda sin reaccionar sale del reactor. Primero, se calcula el flujo másico de ésteres producidos en la reacción de esterificación. Para ello se plantea el balance de masa en dicha reacción:

$$\text{Ácido Graso} + \text{Impurezas} + \text{Alcohol graso} = \text{Éster graso} + \text{Agua} + \text{Impurezas}$$

Todos los términos, exceptuando el de éster graso, fueron calculados anteriormente. Por lo tanto, despejando el éster graso formado resulta:

$$\text{Éster graso}_{\text{formado}} = 5.092,306 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Luego, se puede calcular el éster graso sin reaccionar:

$$\text{Éster graso}_{\text{sin reaccionar}} = 5.092,306 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * (1 - \text{Conversión}) = 101,846 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Cabe aclarar que en capítulos posteriores se plantea como alternativa viable la recirculación de dicha corriente al reactor, ya que es una corriente que tiene potencial para seguir reaccionando. De esta manera se puede evitar su desecho y aprovechar la materia prima. Sin embargo, en este balance no se considera.

9. Hidrógeno

El hidrógeno que sale del reactor es el correspondiente al exceso. Lo que queda sin reaccionar es debido a que la conversión del éster en la esterificación no es completa.

$$\text{Hidrógeno}_{\text{sin reaccionar}} = \text{masa ácidos grasos} * \frac{PM_{\text{Hidrógeno}}}{PM_{\text{Ácidos grasos}}} * \frac{2 \text{ mol hidrógeno}}{1 \text{ mol ácido graso}} * (1 - \text{Conv})$$

$$\text{Hidrógeno}_{\text{sin reaccionar}} = 0,788 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Entonces, el exceso de calcula como:

$$\text{Hidrógeno}_{\text{exceso}} = \text{Hidrógeno}_{\text{alimentado}} - \text{Hidrógeno}_{\text{hidrogenación}} - \text{Hidrógeno}_{\text{saturación}} + \text{Hidrógeno}_{\text{sin reaccionar}}$$

$$Hidrógeno_{exceso} = 984,501 \frac{kg}{h} - 39,381 \frac{kg}{h} - 10,227 \frac{kg}{h} + 0,788 \frac{kg}{h}$$

$$Hidrógeno_{exceso} = 935,682 \frac{kg}{h}$$

Ya que se analizó cada término, se calcula el flujo total a la entrada y a la salida del sistema de reacción, incluyendo el exceso de hidrógeno.

$$Entrada = \text{Ácido Graso} + \text{Impurezas} + \text{Hidrógeno} + \text{Alcohol graso}$$

$$Entrada = 2.698,183 \frac{kg}{h} + 4,865 \frac{kg}{h} + 984,501 \frac{kg}{h} + 3.342,734 \frac{kg}{h} = 7.030,283 \frac{kg}{h}$$

$$Salida = \text{Alcohol Graso}_{producido} + \text{Alcohol Graso}_{exceso} + \text{Agua} + \text{Impurezas} + \text{Éster graso} + \text{Hidrógeno exceso}$$

$$Salida = 5.039,815 \frac{kg}{h} + 771,400 \frac{kg}{h} + 177,210 \frac{kg}{h} + 4,865 \frac{kg}{h} + 101,846 \frac{kg}{h} + 935,682 \frac{kg}{h} = 7.030,819 \frac{kg}{h}$$

$$Error = \left| \frac{Entrada - Salida}{Entrada} \right| * 100 = 0,008\%$$

El error obtenido en el balance de masa se considera despreciable, y se atribuye a redondeo de cálculos, principalmente dado por el cálculo de los pesos moleculares promedio de cada mezcla.

Los resultados obtenidos del balance se observan en el diagrama en bloques de la **figura 2.9** que representa el sistema de reacción.



Figura 2.9. Diagrama de corrientes másicas de entrada y salida del sistema de reacción.

2.3.3. Sistema de recuperación y acondicionamiento de hidrógeno

Luego de que se produzca la reacción en el reactor slurry, la mezcla resultante ingresa al sistema de recuperación del hidrógeno, donde se separa el hidrógeno en exceso de la

corriente de proceso. Se considera que en este sistema la separación de hidrógeno ocurre de forma completa. Se puede observar los flujos másicos de cada corriente en la **figura 2.10**. Como la corriente de impurezas contiene agua, pero se desconoce su proporción, se considera que contiene agua y glicerina en igual relación másica (se recuerda que los triglicéridos se desprecian por razones detalladas previamente).

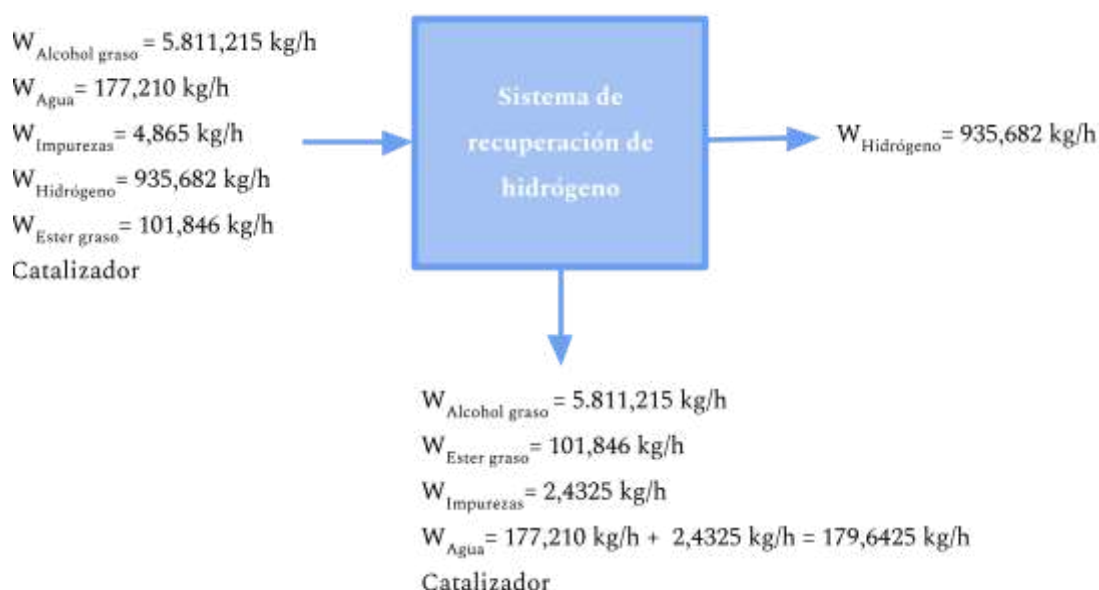


Figura 2.10. Diagrama de corrientes másicas de entrada y salida del sistema de recuperación de hidrógeno.

La **figura 2.11** representa el sistema de acondicionamiento de hidrógeno. En este proceso se adiciona hidrógeno fresco a la corriente de hidrógeno que fue separada anteriormente, para compensar el consumo de hidrógeno en la reacción de hidrogenación. La corriente se calienta y se comprime a la presión de operación. La corriente de salida de hidrógeno que ya fue acondicionada es recirculada al reactor slurry para utilizarla en la hidrogenación de ésteres.



Figura 2.11. Diagrama de corrientes másicas de entrada y salida del sistema de acondicionamiento de hidrógeno.

2.3.4. Sistema de acondicionamiento del catalizador

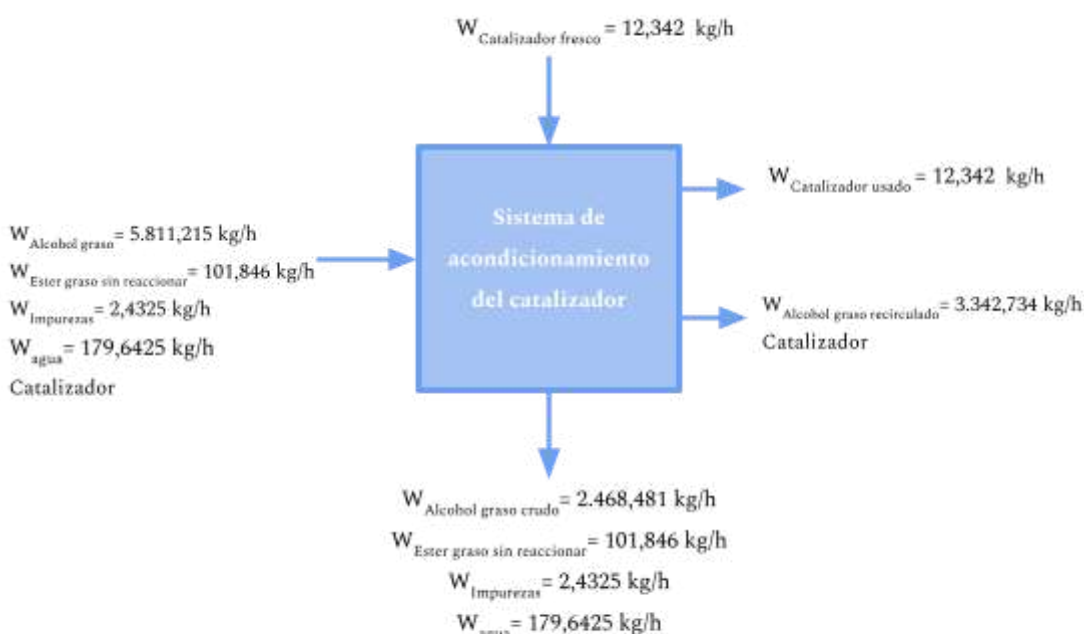


Figura 2.12. Diagrama del sistema de acondicionamiento del catalizador.

La **figura 2.12** representa al sistema de acondicionamiento del catalizador. Al mismo ingresa una mezcla de alcoholes grasos, éster graso, catalizador, agua e impurezas, y por otro lado, catalizador fresco. Parte del alcohol graso se extrae del sistema, y el restante conforma una mezcla con el catalizador, que posteriormente es recirculado al sistema de reacción. El alcohol graso crudo es el producto obtenido que luego es enviado al sistema de fraccionamiento junto con las impurezas y los ésteres grasos sin reaccionar que se separan posteriormente.

2.3.5. Sistema de separación de agua, glicerina y alcohol miristílico

En la **figura 2.13** se presenta el balance de masa del sistema de separación de agua, glicerina y alcohol miristílico. Para calcular el flujo másico de este último, se considera que su fracción másica corresponde al de la **tabla 2.4**.



Figura 2.13. Diagrama del sistema de separación de agua, glicerina y alcohol miristílico.

A la salida de este sistema, se obtienen los alcoholes grasos deseados junto con ésteres grasos sin reaccionar que, luego, atraviesan el sistema de fraccionamiento para obtener la pureza deseada correspondiente a cada producto de interés. Nuevamente, se considera que la separación es ideal.

2.3.6. Sistema de fraccionamiento



Figura 2.14. Diagrama del sistema de fraccionamiento.

La **figura 2.14** representa el diagrama de fraccionamiento, donde se muestran las cantidades finales obtenidas de los productos de interés, con su pureza del 98%. A fines de

plantear los balances de masa, se considera que el 2% de impureza en cada corriente está compuesta por éster graso sin reaccionar. Sin embargo, la composición se detalla en el Capítulo 4, correspondiente al sistema de purificación. Además, en capítulos posteriores se estudia la posibilidad de recircular al reactor la corriente de ésteres sin reaccionar, para aprovecharla y no desecharla.

2.3.7. Balance de masa global

En la **figura 2.8** se observan las corrientes de entrada y salida globales de la planta, cabe destacar que no se consideran las corrientes de servicio. Aquellas corrientes resaltadas en color azul corresponden a las entradas, mientras que las corrientes resaltadas en rojo corresponden a las salidas.

En la **tabla 2.7** se presentan los caudales másicos de las corrientes de entrada y salida para el balance global de la planta.

Tabla 2.7. Caudales másicos de las corrientes de entrada y salida de la planta.

Balance global de la planta					
Entrada	N° corriente	ton/h	Salida	N° corriente	ton/h
Ácidos grasos	1	2,698	Agua	11	0,179
Impurezas	1	0,005	Alcohol estearílico	17	1,733
Hidrógeno	34	0,049	Alcohol cetílico	16	0,716
			Alcohol miristílico	12	0,020
			Impurezas	12	0,003
			Ester s/r	18	0,102
Catalizador	23	0,012	Catalizador	21	0,012
Total entrada		2,764	Total salida		2,765

A partir de los valores obtenidos en la **tabla 2.7**, se puede afirmar que el balance global de planta cierra correctamente ya que se verifica que el caudal másico de entrada es

igual al de salida y entonces todo lo que entra, sale. Cabe aclarar que la pequeña diferencia entre los valores de entrada y salida se atribuye a los redondeos en los cálculos.

$$\% \text{ error} = \left| \frac{\text{Total entrada} - \text{Total salida}}{\text{Total entrada}} \right| * 100 = 0,027 \%$$

2.3.8. Corrientes del proceso

Finalmente, en la **tabla 2.8** se presentan los flujos másicos correspondientes a cada corriente presentada en la **figura 2.8**, junto con sus respectivas fracciones másicas.

Tabla 2.8. Flujos máscicos y fracciones máscicas de cada corriente.

Corriente N°	Flujo máscico (kg/h)	Fracciones máscicas													
		Ácido esteárico	Ácido oléico	Ácido palmítico	Ácido mirístico	Ácido linoléico	Impurezas	Ésteres (s/rxn)	H ₂	Alcohol estearílico	Alcohol cetílico	Alcohol miristílico	H ₂ O	Catalizador	Total
1	2.703,048	0,194	0,464	0,292	0,008	0,040	0,002	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	-	1,000
2	2.703,048	0,194	0,464	0,292	0,008	0,040	0,002	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	-	1,000
3	7.030,283	0,075	0,179	0,112	0,003	0,015	0,001	-	0,140	0,334	0,138	0,004	-	-	1,000
4	7.030,283	0,075	0,179	0,112	0,003	0,015	0,001	-	0,140	0,334	0,138	0,004	-	-	1,000
5	7.030,283	-	-	-	-	-	0,001	0,014	0,133	0,580	0,240	0,007	0,025	-	1,000
6	7.030,283	-	-	-	-	-	0,001	0,014	0,133	0,580	0,240	0,007	0,025	-	1,000
7	6.113,315	-	-	-	-	-	0,001	0,017	0,003	0,667	0,276	0,008	0,029	-	1,000
8	6.113,315	-	-	-	-	-	0,001	0,017	0,003	0,667	0,276	0,008	0,029	-	1,000
9	6.094,601	-	-	-	-	-	0,000	0,017	-	0,669	0,277	0,008	0,029	-	1,000
10	6.094,601	-	-	-	-	-	0,000	0,017	-	0,669	0,277	0,008	0,029	-	1,000
11	179,643	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	1,000
12	22,181	-	-	-	-	-	0,750	-	-	-	-	0,250	-	-	1,000
13	5.892,778	-	-	-	-	-	-	0,017	-	0,696	0,287	-	-	-	1,000
14	2.550,044	-	-	-	-	-	-	0,040	-	0,680	0,280	-	-	-	1,000
15	2.550,044	-	-	-	-	-	-	0,040	-	0,680	0,280	-	-	-	1,000
16	715,859	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	1,000
17	1.732,874	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-	1,000
18	101,846	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-	-	-	1,000
19		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
20		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	1,000

Capítulo 2 - Diagramas de flujo y balances globales de la planta

21		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	1,000
22		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	1,000
23		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	1,000
24		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	1,000
25		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	1,000
26	3.342,734	-	-	-	-	-	-	-	-	0,708	0,292	-	-	-	1,000
27	3.342,734	-	-	-	-	-	-	-	-	0,708	0,292	-	-	-	1,000
28	3.342,734	-	-	-	-	-	-	-	-	0,708	0,292	-	-	-	1,000
29	18,71	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-	-	1,000
30	18,71	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-	-	1,000
31	916,97	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-	-	1,000
32	935,68	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-	-	1,000
33	935,68	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-	-	1,000
34	48,819	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-	-	1,000
35	984,50	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-	-	1,000

2.4. Bibliografía

- ✓ Gutsche, B., & Rößler, H. (2008). *Handbook of Heterogeneous Catalysis*.
- ✓ R. Prasad, and P. Singh. (2011). *Applications and Preparation Methods of Copper Chromite Catalysts: A Review*. *Bulletin of Chemical Reaction Engineering & Catalysis*, 6 (2): 63-113.
- ✓ Suyenty, E., Sentosa, H., & Et al. (2007). Catalyst in Basic Oleochemicals. *Bulletin of Chemical Reaction Engineering & Catalysis*, 2, 22-31.
- ✓ Gervajio, G. G., & Et al. (2020). Fatty Acids and Derivatives from Coconut Oil. *Bailey's Industrial Oil and Fat Products*.
- ✓ Eisenlohr, K.-h., & Et Al. (1965). *Process For The Production Of Fatty Alcohols By Catalytic Hydrogenation Of Fatty Acids And Their Derivatives*.
- ✓ Thakur, D. S., & Kundu, A. (2016). Catalysts for Fatty Alcohol Production from Renewable Resources. *Journal of the American Oil Chemists' Society*.
- ✓ Sánchez, M. A., & Et al. (n.d.). Selective hydrogenation of fatty acids and methyl esters of fatty acids to obtain fatty alcohols - Review.
- ✓ Sad, M. R., & Et al. (2007). Hidrogenación selectiva de metil ésteres de ácidos grasos para obtención de alcoholes grasos. I. Perspectivas actuales, catalizadores y mecanismos de reacción. *Avances en Química*, 2(2), 17-24.
- ✓ Vorne Industries Inc. (2002-2008). The fast guide to OEE.
- ✓ Angosto Olmos, L. Á. (2011). Organización, Planificación y Optimización de Paradas de Planta para Mantenimiento Programado. Ejemplo Práctico. *UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE CARTAGENA*.
- ✓ Voeste, T., & Buchold, H. (1984). Production of fatty alcohols from fatty acids. *Journal of the American Oil Chemists' Society*.
- ✓ Rase, H. F. (2000). *Handbook of commercial catalysts: Heterogeneous Catalysts*. Taylor & Francis Group

CAPÍTULO 3

*Diseño del sistema
de reacción*



3.1. Resumen ejecutivo

El objetivo de este capítulo es dimensionar el sistema de reacción del proceso. Se selecciona el modelo que representa al reactor, el modelo cinético, y se simula el proceso mediante el uso del software específico UniSim Design. Se dimensiona al reactor, especificando sus características constructivas, corrientes de entrada y salida, y material utilizado. Se realiza un diseño térmico, seleccionando las condiciones de operación del reactor. Además, se hace mención del sistema de control que debería incluirse.

Al trabajar con un sistema heterogéneo es importante analizar las resistencias al transporte de materia. Debido a que se trabaja con alta recirculación interna, en la fase líquida se puede considerar que hay mezclado perfecto, por lo que se desprecia la resistencia al transporte externo. Siendo el catalizador prácticamente polvo, la resistencia a la transferencia de masa interna es despreciable. Además, al trabajar con hidrógeno puro, la resistencia en la fase gaseosa es poco importante. Dicho esto, la resistencia controlante resulta la cinética intrínseca de reacción, siendo las velocidades de reacción:

- ✓ Velocidad de reacción de esterificación:

$$r = k_1 * A_c * A - k_2 * E * W$$

- ✓ Velocidad de reacción de hidrogenación:

$$r = k_a * E * C_H^2 - k_b * A^2$$

A partir de los valores obtenidos en la simulación utilizando el software UniSim Design, se obtienen los resultados presentes en la **tabla 3.1**.

Tabla 3.1. Resultados obtenidos para el sistema.

Condiciones de operación	
Temperatura de operación	280° C
Presión de operación	300 atm
Resultados	
Conversión obtenida	97,4 %
Producción de alcohol graso	2.525,9 kg/h
Carga de catalizador	4.030 kg
Volumen de reactor	120 m ³

A partir de las condiciones de diseño seleccionadas, de las relaciones calculadas a partir de la patente 3180893 (USA) y en función del volumen obtenido del simulador, se dimensiona el reactor con las siguientes características:

Tabla 3.2. Dimensiones del reactor.

Volumen (m ³)	120,000
Área ánulo (m ²)	4,085
Diámetro externo (De) (m)	2,524
Diámetro interno (Di) (m)	1,082
Longitud tubo externo (Le) (m)	23,979
Longitud tubo interno (Li) (m)	21,980
Longitud malla metálica (Lm) (m)	1,199

También, según el Código ASME para Calderas y Recipientes a Presión, se calcula un espesor de pared para el reactor de 0,06 m y el material a utilizar es acero inoxidable 316.

En relación al diseño térmico se considera que el reactor opera de manera adiabática, se calcula un espesor de aislante de lana de vidrio de 0,06 m para reducir las pérdidas de calor y para la seguridad de los operarios.

Respecto al sistema de control, es necesario su empleo tanto para el control de temperatura de las corrientes de ingreso al sistema (para evitar el desplazamiento del

equilibrio de forma desfavorable), y para controlar la presión en el equipo (mantenerla constante, evitar que supere una presión máxima admisible y prevenir accidentes), así como controlar las condiciones del sistema de purificación.

3.2. Dimensionamiento del reactor

El reactor utilizado para llevar a cabo la esterificación y la hidrogenación es un reactor de tres fases de lecho en suspensión. La fase gaseosa contiene al hidrógeno puro (A), la fase líquida contiene al reactivo B (éster graso) y la fase sólida corresponde al catalizador donde ocurre la reacción química superficial.

Específicamente para este proceso, se utiliza una columna de burbujeo Slurry, donde las partículas de catalizador se mantienen en suspensión mediante la agitación inducida por las burbujas de gas. El esquema de este tipo de reactor se puede ver en la **figura 3.1**.

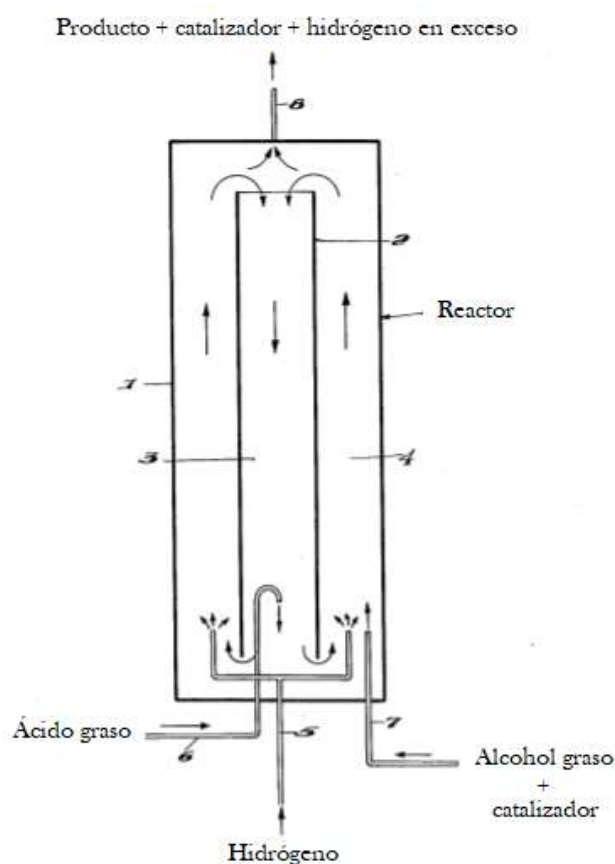


Figura 3.1. Esquema del reactor de columna de burbujeo Slurry de 3 fases.

Este tipo de reactor tiene un diseño más simple que el tanque agitado Slurry ya que no cuenta con un sistema de agitación, y por ende consume menos energía. La distribución del catalizador no es tan uniforme como en los tanques agitados ya que el gas es el que produce la agitación que mantiene las partículas en suspensión. Además, se utilizan partículas muy pequeñas que se pueden arrastrar con la corriente de líquido, por lo que es necesario contar con un sistema de separación luego del reactor para separar estas partículas sólidas del producto de interés.

3.2.1. Modelo del reactor

3.2.1.1. Etapas de transporte y reacción

Dado que la reacción de esterificación es mucho más rápida que la reacción de hidrogenación de los ésteres, bajo las condiciones de operación del reactor mencionadas en el capítulo previo, puede despreciarse dicha reacción y considerar que la controlante de la cinética es la hidrogenación.

La reacción de hidrogenación corresponde a la siguiente:



Donde:

- ✓ H: Hidrógeno
- ✓ E: Éster graso
- ✓ A: Alcohol graso

En este proceso se tiene un reactivo en cada fase y un esquema representativo del sistema de 3 fases se muestra en la **figura 3.2**.

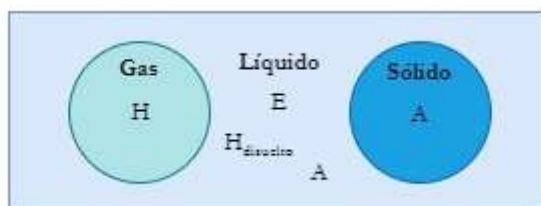


Figura 3.2. Esquema representativo del sistema de 3 fases en el reactor.

Consideraciones:

- H se encuentra en el gas
- E se encuentra en el líquido
- E y A son compuestos no volátiles
- A ingresa en la fase líquida (reciclo del producto)
- La reacción ocurre en los sitios activos de la pastilla catalítica

Las etapas de transporte y reacción presentes son las siguientes:

- ❖ Transporte del reactivo H desde el cuerpo del gas hacia la interfase gas-líquido.
- ❖ Transporte del reactivo H desde la interfase gas-líquido hacia el cuerpo del líquido.
- ❖ Transporte de H y E desde el seno del líquido hacia la superficie del catalizador.
- ❖ Transporte de H y E desde la superficie del catalizador hacia el interior de la partícula catalítica.
- ❖ Adsorción de H y E en los sitios activos de la pastilla.
- ❖ Reacción química superficial.
- ❖ Desorción del producto A adsorbido.
- ❖ Transporte del producto A de los sitios activos a la superficie externa de la pastilla catalítica.
- ❖ Transporte del producto A de la interfase líquido-sólido hacia el seno del líquido.

Como en el proceso se trabaja con un exceso de hidrógeno, esto implica que la variación de presión en el gas es despreciable, tanto en la dirección de flujo como en la de transporte de masa, y por lo tanto, su concentración es uniforme en la fase gas (reactivo puro). Por ello, es correcto decir que la resistencia en la película gaseosa es despreciable, el patrón de flujo del gas no es importante y no se requiere plantear el balance para A en la fase gaseosa.

Por otro lado, al trabajar con catalizador de cromito de cobre en formato polvo no existen gradientes intraparticulares importantes. Debido a que las resistencias difusivas internas resultan despreciables, el control es cinético.

En la **figura 3.3**, se observa un esquema general de los procesos de transporte y reacción relevantes en el caso de la hidrogenación de ésteres de cera.

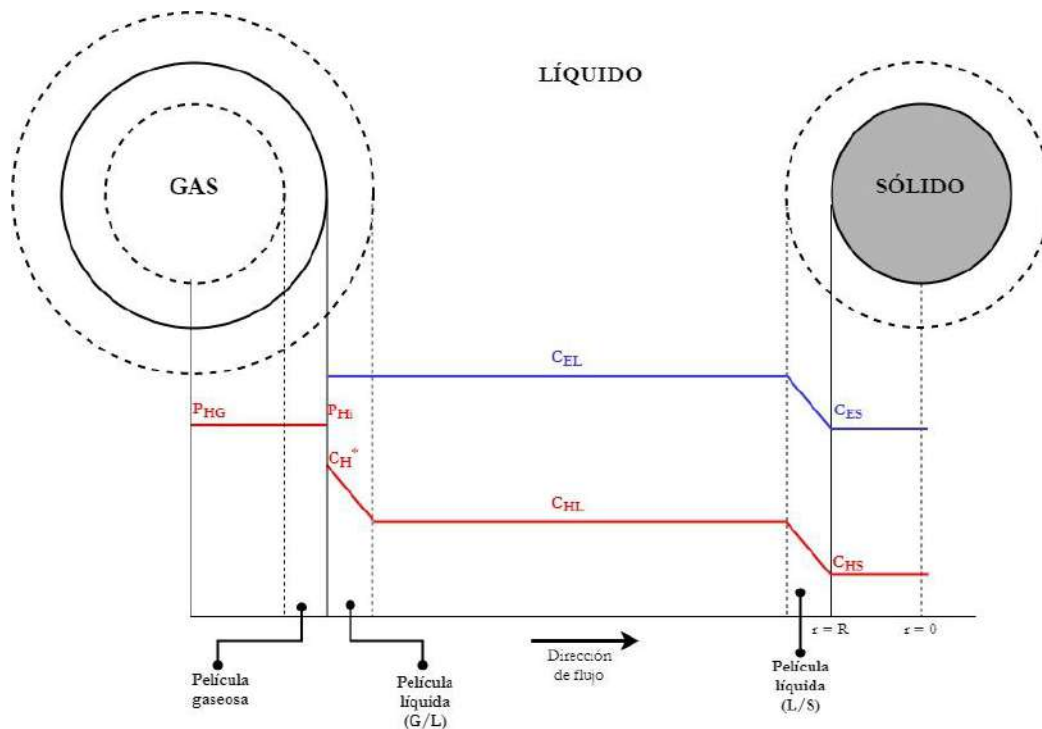
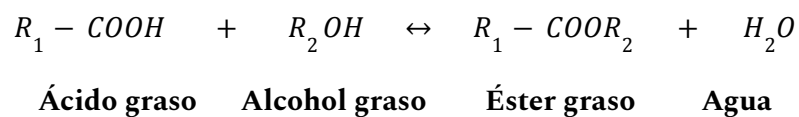


Figura 3.3. Perfiles de concentración del sistema de hidrogenación de 3 fases.

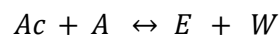
3.2.2. Modelo cinético

3.2.2.1. Reacción de esterificación

La reacción de esterificación de ácidos grasos resulta:



Con el fin de simplificar la nomenclatura, se asignan letras para definir a cada compuesto, resultando la reacción:



La velocidad de reacción se puede plantear como:

$$\begin{aligned}
 r &= -r_{Ac} = -r_A = r_E = r_W = \frac{-dC_{Ac}}{dt} \\
 r &= k_1 * Ac * A - k_2 * E * W
 \end{aligned}$$

Donde k_1 es la constante de velocidad de reacción directa, k_2 es la constante de velocidad de la reacción inversa, y los términos A_c , A_l , E y W están expresados en concentración molar.

A partir de datos obtenidos en los papers “Kinetic, thermodynamic, optimization and reusability studies for the enzymatic synthesis of a saturated wax ester” y “Kinetic and thermodynamic studies on the enzymatic synthesis of wax ester catalyzed by lipase immobilized on glutaraldehyde-activated rice husk particles”, se encuentra la funcionalidad de las constantes de velocidad con la temperatura, siguiendo la ecuación de Arrhenius. En el primer paper, se realiza la esterificación enzimática para obtener oleato de cetilo y se informan datos experimentales para dos solventes orgánicos: el hexano y el heptano. A partir de la **figura 3.4** se puede demostrar que para el hexano la regresión lineal obtenida con los experimentos es más precisa, ya que pasa más cerca de los puntos, y el coeficiente de determinación (R^2) se asemeja en mayor medida a la unidad. Por lo tanto, para el análisis de la reacción de esterificación presente en este proyecto se consideraron los datos correspondientes a ese solvente en particular.

Cabe destacar que en la **figura 3.4** se observa que los autores desprecian uno de los valores medidos para obtener la regresión lineal del logaritmo de la constante de equilibrio en función de la inversa de la temperatura, dado que el mismo carece de sentido físico y se aleja de la regresión.

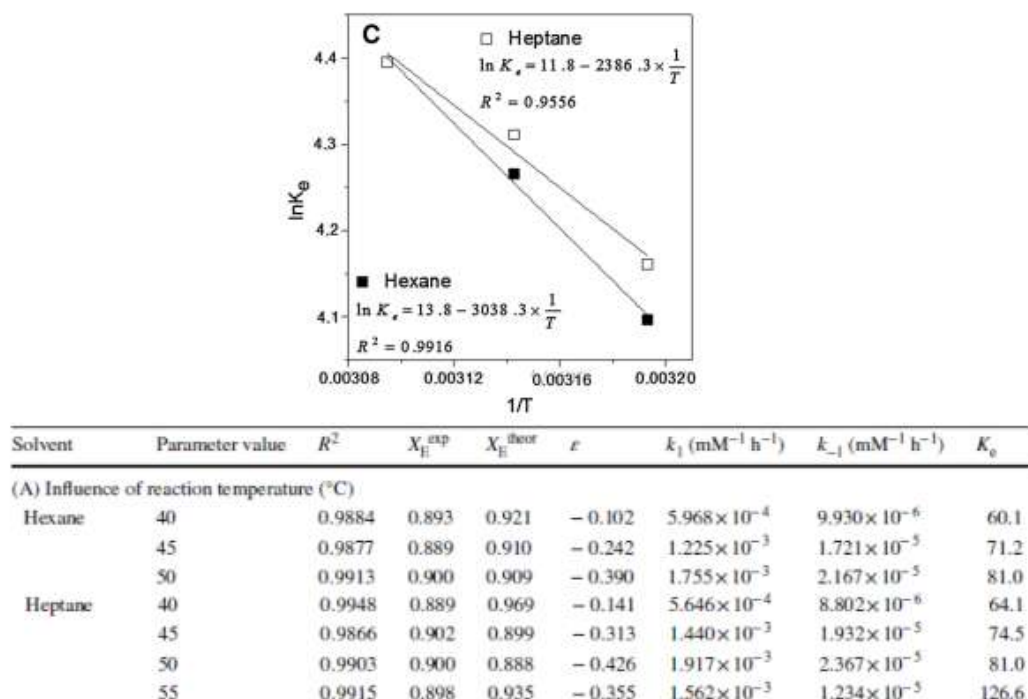


Figura 3.4. Relación de la $K_{\text{equilibrio}}$ de esterificación con la temperatura para dos solventes orgánicos.

A partir de los datos representados en la **figura 3.4** para el hexano, se encuentran las funcionalidades de las constantes de velocidad con la temperatura, siguiendo la Ley de Arrhenius:

$$k(T) = A * e^{\frac{-E_{act}}{RT}} \quad \text{Ecuación 3.1}$$

Donde R corresponde a la constante de los gases que tiene unidades consistentes con la energía de activación (8,314 J/K.mol) y T es la temperatura expresada en grados Kelvin.

Linealizando la **ecuación 3.1** se obtiene:

$$\ln(k) = \ln(A) - \frac{E_{act}}{R} * \frac{1}{T} \quad \text{Ecuación 3.2}$$

La pendiente de la **ecuación 3.2** corresponde a $-E_{act}/R$ y la ordenada de origen al $\ln(A)$. Al usar los datos para el hexano presentes en la tabla de la **figura 3.4** se obtienen los valores presentes en la **tabla 3.3**.

Tabla 3.3. Parámetros de las constantes de esterificación para el hexano.

	Constante directa (k1)	Constante inversa (k2)
Pendiente (K)	-1,092*10 ⁴	-7,906*10 ³
Energía de activación (J/mol)	9,079*10 ⁴	6,573*10 ⁴
Ordenada	34,438	20,696
Factor pre-exponencial (L/mol*h)	9,041*10 ¹⁴	9,731*10 ⁸

Finalmente, las expresiones de las constantes cinéticas resultan:

$$k1(T) = 9,041 \times 10^{14} * e^{\frac{-9,079 \times 10^4}{RT}} \left[\frac{L}{mol * h} \right]$$

$$k2(T) = 9,731 \times 10^8 * e^{\frac{-6,573 \times 10^4}{RT}} \left[\frac{L}{mol * h} \right]$$

El equilibrio se alcanza cuando la velocidad se iguala a cero, es decir, cuando el cambio de la concentración respecto al tiempo ($\frac{dC_{Ac}}{dt}$) es nulo. En estas condiciones, se obtiene la constante de equilibrio para la reacción a la temperatura de operación (280°C) la cual resulta:

$$K_{eq}(T) = \frac{k1(T)}{k2(T)}$$

$$K_{eq}(T = 553 K (280^\circ C)) = 3,991 \times 10^3$$

Como se puede notar, la temperatura de operación queda por fuera del rango de ajuste de los datos hallados. Los valores presentes en el paper corresponden a temperaturas más bajas, debido a la naturaleza del catalizador biológico que se utiliza en las experiencias. A pesar de ello, al no encontrar información correspondiente a las condiciones de operación del reactor (280 °C), se decide extrapolar los datos para dicha temperatura. Puede que, en la realidad, la constante de equilibrio no se corresponda con la obtenida por la extrapolación. Sin embargo, se considera una aproximación adecuada para el caso de un estudio preliminar.

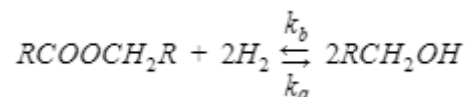
Posteriormente, para la simulación del sistema de reacción en la herramienta UniSim Design, se carga una serie de datos de las constantes de equilibrio en función de la

temperatura para cada reacción de esterificación, considerando que las mismas son similares y utilizando la expresión hallada previamente.

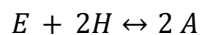
3.2.2.2. Reacción de hidrogenación

El planteo mostrado a continuación se basa en la tesis “High-Pressure Hydrogenation of Fatty Acid Esters to Fatty Alcohols”, de Klaus Max Karl Muttzall. En ella se considera que las resistencias a la difusión y adsorción son mucho menores que la resistencia a la velocidad intrínseca de la reacción. Por lo tanto, el planteo se hace teniendo en cuenta como resistencia controlante a la cinética de la reacción de equilibrio de hidrogenación.

La hidrogenación de esteres a alcoholes grasos se describe mediante la siguiente ecuación:



Donde k_a es la constante de velocidad directa, y k_b la inversa. Con el fin de simplificar la nomenclatura, se escribe la reacción como:



La expresión de velocidad de la reacción es:

$$r = -r_E = -2r_H = 2r_A$$

$$r = -\frac{dE}{dt} = k_a * E * C_H^2 - k_b * A^2 \quad \text{Ecuación 3.3}$$

La concentración de hidrógeno en la fase líquida se puede expresar como (donde λ es la constante de solubilidad a la temperatura de operación):

$$C_H = \lambda * (1 - 0.2 * E) * P_H \quad \text{Ecuación 3.4}$$

Entonces, la constante de equilibrio de la reacción resulta:

$$K = \frac{A^2}{E * (1 - 0.2 * E)^2 * \lambda^2 * P_H^2} \quad \text{Ecuación 3.5}$$

Cuando la concentración de hidrógeno (C_H) en el líquido es expresada mediante la **ecuación 3.4**, la expresión de velocidad es:

$$\frac{dA}{dt} = -\frac{dE}{dt} = k_a * \lambda^2 * E * (1 - 0.2 * E)^2 * P_H^2 - k_b * A^2 \quad \text{Ecuación 3.6}$$

Se sabe que las constantes de la **ecuación 3.6** dependen linealmente con la concentración del catalizador (π (%p/p)). Entonces, la expresión completa es:

$$\frac{dA}{dt} = k_1 \pi * E * (1 - 0.2 * E)^2 * P_H^2 - k_2 \pi * A^2 = -\frac{dE}{dt} \quad \text{Ecuación 3.7}$$

Donde

$$\checkmark \quad k_1 = \frac{k_a}{\pi} = \frac{\lambda^2}{\pi} * k_a [=] \frac{1}{h * atm^2}$$

$$\checkmark \quad k_2 = \frac{k_b}{\pi} [=] \frac{1}{h}$$

Debido a que la velocidad se plantea en unidades de fracción másica por unidad de tiempo, se debe hacer un pasaje de unidades. Así, se puede trabajar con el simulador UniSim con unidades de concentración molar por unidad de tiempo. Lo mismo ocurre para las constantes de velocidad de reacción y las concentraciones de los compuestos.

La solubilidad del hidrógeno (C_H) se define en unidades de cm_H^3/g_A . Al analizar esas unidades se llega a que la misma puede expresarse de manera equivalente como:

$$C_H = \frac{cm_H^3}{g_A} = \frac{cm_H^3}{mol} * \frac{mol}{g_H} * \frac{g_H}{g_{TOTAL}} * \frac{g_{TOTAL}}{g_A}$$

$$C_H = V_H * \frac{1}{PM_H} * H * \frac{1}{A}$$

$$C_H = \frac{V_H * H}{PM_H * A} \quad \text{Ecuación 3.8}$$

Donde:

$$\checkmark \quad V_H = 22400 \frac{cm_H^3}{mol}: \text{volumen normal de hidrógeno}$$

$$\checkmark \quad H: \text{fracción másica de hidrógeno}$$

$$\checkmark \quad PM_H = 2 \frac{g_H}{mol}: \text{peso molecular de hidrógeno}$$

$$\checkmark \quad A: \text{fracción másica de alcohol graso}$$

Entonces, despejando la fracción másica de hidrógeno de la **ecuación 3.8** resulta:

$$H = \frac{A \cdot C_H \cdot PM_H}{V_H}$$

Cambio de unidades

Se desea obtener la velocidad en términos de concentración molar por tiempo. Para ello se utiliza la **ecuación 3.3** con todas las concentraciones expresadas en fracciones másicas y se obtiene la velocidad en mol/L*h.

El pasaje de unidades para obtener la concentración molar del éster es el siguiente:

$$E_{molar} [=] \frac{g_E}{g_{totales}} * \frac{g_{totales}}{m_L^3} * \frac{mol_E}{g_E} [=] \frac{mol_E}{m_L^3}$$

$$E_{molar} = E * \frac{\rho_{liquido}}{PM_E} \quad \text{Ecuación 3.9}$$

Donde

- ✓ E : fracción másica de éster ($g_E/g_{totales}$)
- ✓ $\rho_{liquido}$: densidad del líquido ($g_{totales}/m_L^3$)
- ✓ PM_E : peso molecular del éster (g_E/mol_E)

Reemplazando la expresión de la **ecuación 3.8** en la **ecuación 3.3**, y pasando la concentración de éster de fracción másica a concentración molar con la **ecuación 3.9**, se obtiene la siguiente expresión:

$$-\frac{dE_{molar}}{dt} = \frac{\rho_{liquido}}{PM_E} * \left[k_a * \left(V_H * \frac{1}{PM_H} \right)^2 * E * \left(\frac{H}{A} \right)^2 \right] - \frac{\rho_{liquido}}{PM_E} * k_b * A^2 \quad \text{Ecuación 3.10}$$

Donde la velocidad de reacción está en unidades de $\frac{mol_E}{m_L^3 \cdot h}$, pero con las concentraciones expresadas en fracciones másicas.

Sabiendo que las relaciones de k_1 y k_2 con k_a y k_b son:

- ✓ $k_a = \frac{k_1 \cdot \pi}{\lambda^2}$
- ✓ $k_b = k_2 \cdot \pi$

Reemplazando en la **ecuación 3.10** se obtiene:

$$-\frac{dE_{molar}}{dt} = \frac{\rho_{liquido}}{PM_E} * \left[\frac{k_1 * \pi}{\lambda^2} * \left(\frac{V_H}{PM_H} \right)^2 * E * \left(\frac{H}{A} \right)^2 \right] - \frac{\rho_{liquido}}{PM_E} * k_2 * \pi * A^2$$

Luego:

$$-\frac{dE_{molar}}{dt} = ka_{prima} * E * \frac{H^2}{A^2} - kb_{prima} * A^2 \quad [=] \quad \frac{mol_E}{m_L^3 * h} \quad \text{Ecuación 3.11}$$

Donde

$$\checkmark \quad ka_{prima} = \frac{k_1}{\lambda^2} * \left(\frac{V_H}{PM_H} \right)^2 * \frac{\rho_{liquido}}{PM_E} * \pi \quad [=] \quad \frac{mol}{m_L^3 * h} \quad \text{Ecuación 3.12}$$

$$\checkmark \quad kb_{prima} = k_2 * \frac{\rho_{liquido}}{PM_E} * \pi \quad [=] \quad \frac{mol}{m_L^3 * h} \quad \text{Ecuación 3.13}$$

Las funcionalidades de las constantes k1 y k2, según Klaus Max Karl Muttzall, son:

$$k1_{max}(T) = 1,8 * 10^3 * e^{\left(\frac{-9.400}{T[K]}\right)}$$

$$k2_{max}(T) = 7,7 * 10^9 * e^{\left(\frac{-13.900}{T[K]}\right)}$$

El subíndice max hace referencia a que la velocidad es máxima, ya que se considera que no hay presencia de agua en el sistema.

Siendo la constante de solubilidad como función de T:

$$\lambda(T) = 2,04 * e^{\left(\frac{-1.300}{T[K]}\right)}$$

Además, se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

- ❖ El peso molecular del éster (PM_E) corresponde a los ésteres formados a partir de los ácidos grasos de sebo, teniendo en cuenta la composición informada en la bibliografía de Muttzall (**tabla 3.4**). Debido a que dicho peso molecular no está aclarado, se estima el mismo. Para ello, se considera que la relación entre los ácidos reaccionados y los ésteres formados es unitaria molar, y que cada ácido reacciona en igual medida con las distintas cadenas de alcohol graso. Relacionando estos aspectos, sumado al peso molecular de cada compuesto formado, se obtiene que el peso molecular estimado del éster es 481,053 g/mol.

Tabla 3.4. Composición de ácidos grasos de sebo utilizados en la tesis de Muttzall.

Characteristics and composition (in wt.%) of tallow fatty acids	
	Tallow
C_{12}	2.5
C_{14}	4.5
C_{16}	27.0
C_{18}	66.0

Al involucrar el peso molecular del éster en la ecuación, se independiza la expresión del mismo. De esta manera, la constante cinética no depende del tipo de éster a reaccionar. Se realiza la suposición de que la constante de velocidad se ve principalmente afectada por el grupo funcional a interactuar, y no por el peso molecular del compuesto. Si bien a un mayor peso molecular se espera que aparezcan factores estéricos que podrían llegar a afectar la velocidad de reacción, son despreciados, y se considera que el número de grupos funcionales a reaccionar juega el papel más importante al momento de determinar la velocidad de reacción.

- ❖ La densidad del líquido se aproxima a la de los alcoholes grasos debido a la alta recirculación interna, y por ende un gran exceso. Dicho exceso hace que la densidad de la mezcla sea muy similar a la de los alcoholes en cuestión. Se calcula como:

$$\rho_{\text{líquido}} \cong x_{\text{estearílico}} * \rho_{\text{estearílico}} + x_{\text{cetílico}} * \rho_{\text{cetílico}} + x_{\text{miristílico}} * \rho_{\text{miristílico}} = 0,812 \frac{\text{kg}}{\text{L}} \quad \text{Ecuación 3.14}$$

Las fracciones másicas que se consideran, obtenidas del capítulo 2, y las densidades de los alcoholes grasos se presentan en la **tabla 3.5**.

Tabla 3.5. Fracciones másicas y densidades de los alcoholes grasos.

	Fracción másica	Densidad (kg/L)
Alcohol estearílico	0,702	0,812
Alcohol cetílico	0,29	0,811
Alcohol miristílico	0,008	0,824

- ❖ El peso molecular del alcohol graso se considera como un promedio entre los alcoholes formados y se obtiene del Capítulo 2. $PM_A = 261,179 \text{ g/mol}$
- ❖ $V_H = 22,4 \text{ L/mol}$ en CNPT

Entonces, se puede obtener la funcionalidad de la constante cinética directa en función de la temperatura según Arrhenius, utilizando las expresiones presentadas anteriormente:

$$k_a(T) = \frac{1,8 \cdot 10^3 \cdot e^{\left(\frac{-9.400}{T}\right)}}{\left[2,04 \cdot e^{\left(\frac{-1300}{T}\right)}\right]^2}$$

$$k_a(T) = 432,53 \cdot e^{\frac{-6.800}{T}}$$

$$k_a(T) = 432,53 \cdot e^{\frac{-56.557}{R \cdot T}} \quad [=] \quad \frac{g^2}{h \cdot cm^6}$$

Donde $R = 8,314 \text{ J/K} \cdot \text{mol}$, la energía de activación está en unidades de J/mol y la temperatura en Kelvin.

Para el caso de la reacción inversa se procede análogamente y se obtiene:

$$k_b(T) = 7,7 \cdot 10^9 \cdot e^{\frac{-115.608,8}{R \cdot T}} \quad [=] \quad \frac{1}{h}$$

Luego, se calculan los factores pre exponenciales y las energías de activación de las constantes “primas” para obtener la velocidad en las unidades deseadas, utilizando las expresiones de las **ecuaciones 3.12 y 3.13**.

Reacción directa

$$A_{ka_{prima}} = A_{ka} \cdot \left(\frac{V_H}{PM_H}\right)^2 \cdot \frac{\rho_{liquido}}{PM_E}$$

$$A_{ka_{prima}} = 432,53 \frac{g^2}{h \cdot cm^6} \cdot \left(\frac{22,4 \frac{L}{mol} \cdot 1.000 \frac{cm^3}{L}}{2 \frac{g}{mol}}\right)^2 \cdot \frac{0,812 \frac{kg}{L}}{0,481 \frac{kg}{mol}}$$

$$A_{ka_{prima}} = 9,156 * 10^{10} [=] \frac{mol}{L*h}$$

$$Eact_{ka_{prima}} = Eact_{ka} = 56.557 [=] \frac{J}{mol}$$

Reacción inversa

$$A_{kb_{prima}} = A_{kb} * \frac{\rho_{liquido}}{PM_E}$$

$$A_{kb_{prima}} = 7,7 * 10^9 \frac{1}{h} * \frac{0,812 \frac{kg}{L}}{0,481 \frac{kg}{mol}}$$

$$A_{kb_{prima}} = 1,3 * 10^{10} [=] \frac{mol}{L*h}$$

$$Eact_{kb_{prima}} = Eact_{kb} = 115.608,8 [=] \frac{J}{mol}$$

Finalmente, las expresiones de las constantes resultan:

$$ka_{prima}(T) = 9,156 * 10^{10} * e^{\left(\frac{-56557}{R*T}\right)} \left[\frac{mol}{L*h}\right] \quad \text{Ecuación 3.15}$$

$$kb_{prima}(T) = 1,3 * 10^{10} * e^{\left(\frac{-115608,8}{R*T}\right)} \left[\frac{mol}{L*h}\right] \quad \text{Ecuación 3.16}$$

La velocidad de hidrogenación depende linealmente de la concentración de éster y de catalizador, y de la solubilidad de hidrógeno al cuadrado. A partir de esto se asume que la reacción se lleva a cabo en la superficie del catalizador y es descrita mediante las ecuaciones planteadas anteriormente, sin considerar la formación de algún producto intermediario.

Conversión

La máxima producción de alcoholes grasos obtenidos a partir de la hidrogenación catalítica de los ésteres grasos se determina por la presión de hidrógeno aplicada y la constante de equilibrio. Esto se muestra en la **tabla 3.6**.

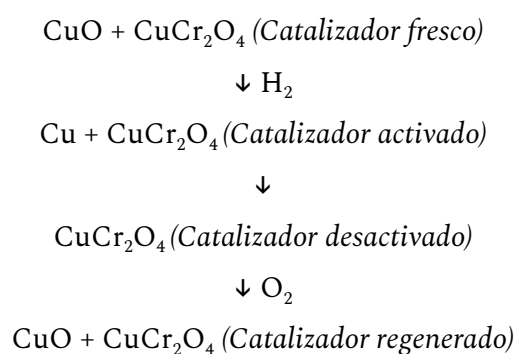
Tabla 3.6. Conversión máxima de los ésteres en función de la presión y la temperatura.

p_H (atm)	Temperature ($^{\circ}\text{C}$)		
	270	300	330
50	70.7	62.8	55.3
100	89.2	84.7	78.8
200	96.9	95.4	93.4
500	99.5	99.2	98.8
1000	99.9	99.8	99.7

Interpolando los datos de la **tabla 3.6**, se obtiene que la conversión máxima en las condiciones de operación del reactor (280°C y 300 atm) es aproximadamente de $97,4\%$. Esta conversión es similar a la utilizada en los cálculos del balance de masa en el Capítulo 2, y a lo largo de este capítulo se desea alcanzar ese valor.

Catalizador

El catalizador utilizado corresponde al catalizador de cromito de cobre en polvo (Adkins). El catalizador fresco consiste en CuO y CuCr_2O_4 . El esquema propuesto para la activación, inactivación y la regeneración del catalizador es el siguiente:



De acuerdo con este esquema, el catalizador activado consiste en cobre metálico sobre cromato de cobre (II) como soporte. El mismo se desactiva por la formación de cromato de cobre (I), durante dicho proceso el cobre metálico presente es consumido. El catalizador inactivo se puede regenerar por oxidación a óxido de cobre y cromato de cobre (II).

En la **tabla 3.7** se presentan las características del catalizador utilizado para obtener los datos experimentales de las constantes de velocidad de reacción, mencionados anteriormente.

Tabla 3.7. Características del catalizador utilizado para la hidrogenación de ésteres grasos.

Tipo de catalizador	Cromito de cobre
Diámetro de pastilla (polvo) (μm)	4
Densidad (ρ_{cat}) (kg/m^3)	4600
Concentración de catalizador (π) (%p/p)	4

Se selecciona como carga de catalizador un 4% másico. Esto es así, ya que es el valor utilizado en la tesis de Muttzall, y dicho valor se tiene en cuenta en las constantes de reacción heterogéneas. Para calcular la carga de catalizador en peso, como es un parámetro de diseño del reactor, primero debe conocerse el volumen del reactor necesario para cumplir con las especificaciones de diseño. Por ende, dicho cálculo se realiza una vez obtenido el volumen del reactor.

La expresión considerada para el cálculo de masa de catalizador se desarrolla a continuación:

$$V_R = \text{volumen de catalizador} + \text{volumen de líquido} + \text{volumen de hidrógeno}$$

$$V_R = \text{masa de cat.} * \frac{1}{\rho_{\text{cat}}} + \text{volumen de líquido}$$

$$V_R = \frac{\pi}{100} * m_T * \frac{1}{\rho_{\text{cat}}} + \left(1 - \frac{\pi}{100}\right) * m_T * \frac{1}{\rho_{\text{líquido}}}$$

Despejando la masa total, luego se calcula la masa de catalizador como sigue:

$$m_{\text{cat}} = \frac{\pi}{100} * m_T \quad \text{Ecuación 3.17}$$

Donde

- ✓ m_T : masa total de líquido y catalizador en el reactor (kg)
- ✓ m_{cat} : masa o carga de catalizador en el reactor (kg)
- ✓ V_R : volumen del reactor (m^3)

✓ $\rho_{\text{líquido}}$: densidad del líquido (kg/m^3) (calculada a partir de la **ecuación 3.14**)

Los demás parámetros son los presentados en la **tabla 3.7**.

Una cuestión a aclarar es que para el cálculo se desprecia el volumen ocupado por el hidrógeno. Si bien hay hidrógeno en exceso, y el volumen que ocupa un gas es alto respecto al de un líquido, este resulta insignificante en comparación al volumen ocupado por el exceso de líquido presente en el reactor. Para calcular la densidad promedio de la mezcla se debería multiplicar la fracción másica de cada componente por su densidad. La fracción másica del hidrógeno es de 0,0003 mientras que la de los alcoholes grasos es de 0,9989. Teniendo en cuenta esto, la densidad promedio de la mezcla va a ser prácticamente igual a la de los alcoholes grasos, la de la **ecuación 3.14**. Por esta razón, se decide utilizar directamente la densidad de la mezcla líquida, despreciando el hidrógeno para el cálculo del volumen.

3.2.3. Simulación del proceso

Utilizando el software UniSim Design de Honeywell se simula el proceso de reacción propuesto. Para ingresar los componentes en el simulador, como los ésteres no están incluidos en el listado de compuestos presentes en el mismo, se debe hacer una estimación de ellos teniendo en cuenta su contribución por grupos, insertándolos desde la solapa “Hypotheticals”. Es decir, se debe cargar manualmente la cantidad de grupos CH_3 , CH_2 , COO presentes en cada éster formado. Luego, para poder estimar las propiedades termodinámicas, se deben ingresar manualmente los puntos de ebullición normal de los ésteres. Los mismos se presentan en la **tabla 3.8**. Cabe aclarar que, por ejemplo, la nomenclatura C18-C18 hace referencia al éster formado a partir del alcohol de 18 carbonos (alcohol estearílico) con el ácido de 18 carbonos (ácido esteárico).

Con el fin de simplificar la simulación en UniSim no se tienen en cuenta en la composición de la corriente de alimentación a los ácidos grasos insaturados. Su fracción se adiciona al ácido graso con la misma cantidad de carbonos, por ejemplo, la fracción de ácido oléico se adiciona al ácido esteárico, y se lo trata únicamente como ácido esteárico. Esto se puede asumir ya que se considera que todos los dobles enlaces son saturados durante el

proceso. Al hacer esta simplificación, no se forman ésteres insaturados ni alcoholes insaturados en el proceso simulado. Es importante que, en la realidad, habría que tener en cuenta que se debe ingresar al reactor hidrógeno adicional con el fin de que se saturen los enlaces múltiples presentes en las cadenas carbonadas de la corriente de alimentación al sistema. Sin embargo, cabe aclarar que sí se tiene en cuenta el calor generado por la reacción de saturación de enlaces múltiples. Este tipo de reacciones es altamente exotérmico, por lo que se tiene en cuenta un calor adicional correspondiente a dicha reacción. Posteriormente, se analiza cómo es tenido en cuenta este calor en las condiciones del proceso.

Tabla 3.8. Puntos de ebullición normal y pesos moleculares para los ésteres formados en el sistema (sin considerar los ésteres insaturados).

	Puntos de ebullición normal (NPB) (°C)	Pesos moleculares (g/mol)
C18-C18	549,50	536,96
C18-C16	528,50	508,91
C18-C14	492,20	480,86
C16-C18	528,50	508,91
C16-C16	534,00	480,86
C16-C14	484,90	452,80
C14-C18	492,20	480,86
C14-C16	484,90	452,80
C14-C14	462,20	424,75

Posteriormente, se cargan en el simulador las reacciones de esterificación e hidrogenación que ocurren en el sistema de reacción. Se emplea para las reacciones de esterificación los valores de las constantes de equilibrio en función de la temperatura mencionadas previamente, lo mismo para las reacciones de hidrogenación, considerando los parámetros cinéticos de las **ecuaciones 3.15 y 3.16**.

3.2.3.1. *Modelo termodinámico*

Para poder trabajar con el software es necesario definir un modelo termodinámico para el sistema, de manera de poder calcular propiedades termodinámicas de los compuestos presentes, que sirvan para resolver balances de materia y energía en los equipos, y así poder dimensionarlos.

Es importante seleccionar correctamente el modelo termodinámico a utilizar, para poder predecir de manera eficaz el comportamiento del sistema. La elección del mismo depende de los compuestos presentes, y los rangos de presiones y temperaturas en los que se llevará a cabo la simulación. El sistema se desvía de la idealidad debido a las interacciones entre las moléculas, por lo que es más difícil modelarlo, debido a la variación en el equilibrio de fases, y las propiedades físicas y termodinámicas, tanto de fluidos puros como de mezclas. Por esta desviación de la idealidad, si no se selecciona un modelo termodinámico adecuado, los resultados obtenidos en la simulación no serán representativos de la realidad.

Para que ocurra el equilibrio líquido-vapor multicomponente, se deben cumplir tres condiciones: equilibrio térmico, equilibrio mecánico, y equilibrio químico. Este último es el que se busca describir con los distintos modelos, y su elección depende del grado de idealidad del sistema. Para su estimación se requieren coeficientes de fugacidad, que se calculan a partir de ecuaciones de estado para sistemas reales. En este caso, se selecciona el modelo Peng-Robinson para la fase gas, que brinda buenos resultados para la mayoría de los sistemas. Por otro lado, cuando la fase líquida presenta desviaciones de la idealidad se debe utilizar un modelo de soluciones, que tenga en cuenta el coeficiente de actividad. Para esta fase se selecciona el modelo UNIQUAC. Es un método que requiere valores experimentales de parámetros de interacción entre los compuestos de la mezcla. En caso de que no se cuente con esos valores experimentales, se utiliza UNIQUAC, pero mediante la predicción de los coeficientes de interacción binaria utilizando UNIFAC, un método que predice los parámetros experimentales mediante el método de contribución de grupos. Es decir, se basa en datos experimentales de manera indirecta. Se opta por UNIQUAC ya que tiene una gran aplicabilidad en la mayoría de los sistemas, permitiendo obtener buenos resultados.

3.2.3.2. Corrección por solubilidad

A fin de verificar que la solubilidad calculada por UniSim a partir de los modelos termodinámicos mencionados anteriormente se corresponde con los valores presentados en la tesis de Muttzall se realiza la siguiente comparación.

La solubilidad del hidrógeno dada por Muttzall en función de la presión tiene la siguiente relación:

$$C_H = \lambda * p_H$$

Si se utiliza como solvente el alcohol graso proveniente del sebo a una temperatura de 302°C, el coeficiente de solubilidad del hidrógeno (λ) es 0,202 en NTP cm³/(g*atm).

Por otro lado, se calcula la solubilidad en función de la presión, a partir de los valores obtenidos en UniSim de las fracciones de hidrógeno en la corriente líquida de salida (corriente L2 de la **figura 3.11**), con la **ecuación 3.8**.

Finalmente, en la **figura 3.5** se presenta la comparación entre los valores obtenidos por UniSim y los de Muttzall. En el mismo se puede observar una gran discrepancia entre ambos valores a medida que aumenta la presión, por lo tanto, debe considerarse un factor de corrección en la constante cinética directa de hidrogenación debido a que depende de la solubilidad al cuadrado, como se mostró anteriormente.

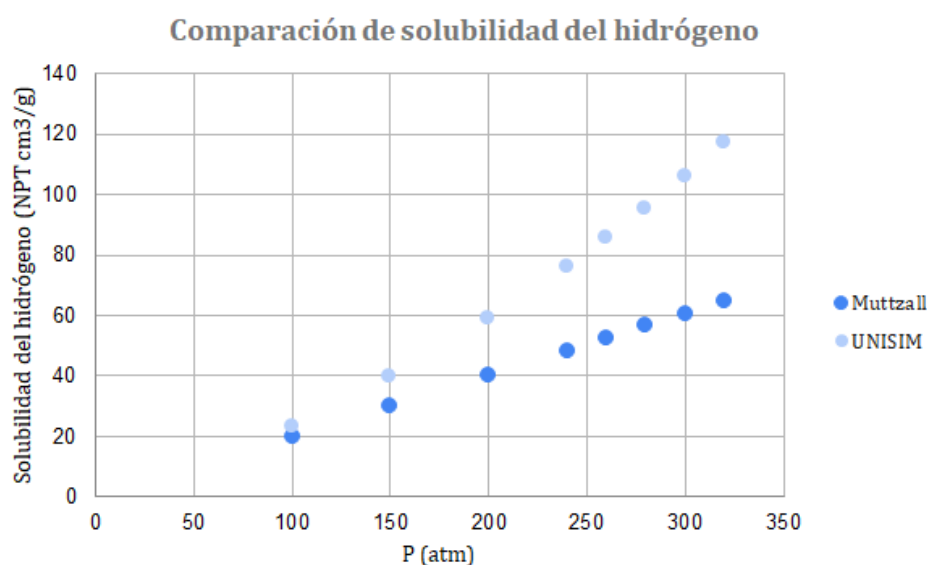


Figura 3.5. Comparación de la solubilidad del hidrógeno en función de la presión.

El factor de corrección se calcula en función de la relación de solubilidades a una temperatura de 300°C, resultando:

$$Relación = \frac{Solubilidad\ Muttzall}{Solubilidad\ UniSim} = 0,572$$

$$Factor\ de\ corrección = Relación^2 = 0,327$$

Por lo tanto, si se multiplica al factor pre-exponencial de la reacción de hidrogenación directa de la **ecuación 3.15** por el factor de corrección, se obtiene un valor de $2,994 \cdot 10^{10}$ mol/(L*h).

Finalmente, los valores cargados en el simulador UniSim de las reacciones de hidrogenación para que los resultados predichos se correspondan con los hallados experimentalmente, se muestran en la **tabla 3.9**.

Tabla 3.9. Parámetros cinéticos de la velocidad de reacción para la hidrogenación.

	Reacción directa	Reacción inversa
Factor pre-exponencial (A) (mol/L*h)	$2,994 \cdot 10^{10}$	$1,3 \cdot 10^{10}$
Energía de activación (J/mol)	56.557	115.608,8

3.2.3.3. Análisis de la temperatura de alimentación

Del simulador se pueden extraer los valores de los calores de reacción involucrados en cada una de las reacciones de esterificación e hidrogenación. Además, un punto importante para destacar, es que la saturación de los ácidos insaturados también involucra un calor de reacción que debe ser considerado en la simulación. Para poder tener en cuenta esto, se buscan en bibliografía los calores de reacción para saturar al ácido linoléico y al oléico. Estos valores, junto con los obtenidos de UniSim se muestran en la **tabla 3.10**.

Tabla 3.10. Calores de reacción presentes en el sistema.

	ΔH_r (kJ/kgmol)
Saturación ácido linoléico	-254.400
Saturación ácido oléico	-125.100
Reacciones de esterificación (UniSim)	977.000
Reacciones de hidrogenación (UniSim)	-1.240.000
Calor total	-642.500

Como se puede observar en la **tabla 3.10**, el calor total de reacción involucrado en el proceso es negativo, es decir, la reacción global es exotérmica. No se consideran intercambios de calor en el reactor porque se trabaja de manera adiabática. Por lo tanto, la temperatura de egreso del fluido del reactor será mayor respecto a la de la entrada.

Para poder representar en la simulación este aumento de temperatura generado por las reacciones de saturación (ya que, como se mencionó anteriormente, dichas reacciones no son tenidas en cuenta en los reactores), se adiciona un calentador. Dicho equipo entrega energía a la corriente de alimentación, y de esta manera se consideran los calores involucrados en la saturación de los ácidos insaturados (**figura 3.11**).

Finalmente, este aumento de temperatura adicional en el reactor por la saturación se tiene en cuenta en la selección de la temperatura óptima de entrada de la corriente de alimentación. Para obtener las condiciones de operación deseadas en el reactor se opta por una temperatura de 225°C. Dicho valor es obtenido a partir de un estudio de caso para obtener la temperatura de operación más conveniente. Por un lado, la temperatura a la que se lleva la corriente debe ser alta para que las reacciones directas tengan una velocidad considerable. Sin embargo, hay que tener en cuenta que la energía de activación de la reacción inversa en la hidrogenación es mayor que la de la reacción directa (**tabla 3.9**). Es por ello que altas temperaturas favorecen a la reacción inversa, por lo que es importante tener esto en cuenta, seleccionando una condición de operación intermedia: que favorezca la

conversión y producción, pero que no genere el consumo de productos. Es por ello que se selecciona dicha temperatura de alimentación.

3.2.3.4. Resultados

A fin de poder llevar a cabo la simulación, se debe considerar a cada sistema de reacción por separado. Para el sistema de esterificación se considera un reactor de equilibrio y para la hidrogenación un tanque agitado con mezclado perfecto, debido a la alta recirculación interna de alcoholes grasos. En la **figura 3.11** se muestra el esquema de la planta simulada en UniSim incluyendo el reciclo de hidrógeno y el reciclo externo de alcoholes grasos, para poder trabajar en las condiciones de operación mencionadas a lo largo de este capítulo y en el capítulo previo. Además, es notable que en el diagrama se incluyen equipos adicionales, entre los que se encuentran separadores, calentadores, mezcladores, tes, compresores y bombas. Su utilización es necesaria, ya que se precisan para poder llevar las corrientes a las condiciones de operación en los equipos, y así lograr que los balances sean lo más semejante a la realidad y que la estimación preliminar de los mismos no tenga una gran discrepancia. Los equipos empleados se analizarán detalladamente en capítulos posteriores.

Con el objetivo de seleccionar el volumen óptimo del reactor para llevar a cabo las reacciones del sistema y obtener las conversiones deseadas, se realiza un estudio de caso a las condiciones de operación, utilizando el simulador, y se obtienen los resultados presentes en la **figura 3.6**. Cabe destacar que para hacer el cálculo de la conversión para cada volumen, se hace un promedio de las conversiones obtenidas para cada éster formado.

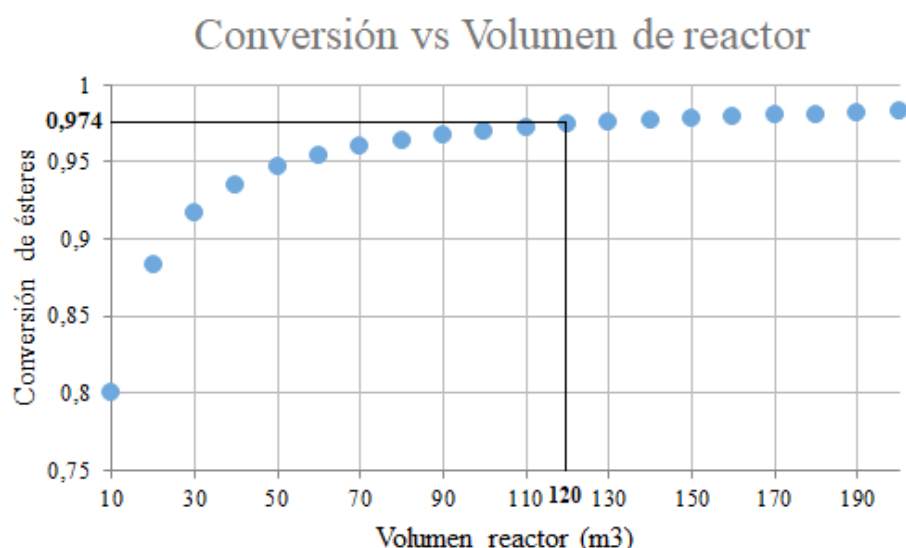


Figura 3.6. Conversión de ésteres en función del volumen del reactor en las condiciones de operación.

Observando la **figura 3.6**, es notable que hay un crecimiento de la conversión de ésteres, que se aplana al superar los 130 m^3 . Es decir que, superando ese volumen, no hay un aumento significativo de la conversión, por lo que no sería justificable seleccionar un equipo de mayor dimensión. Analizando los datos de conversión del estudio de caso, dentro del rango de conversión requerido para el proceso, para un volumen de 110 m^3 se alcanza una conversión del 97,2%, para 120 m^3 se llega a una conversión del 97,4%, y para 130 m^3 una conversión del 97,6%. A partir de estos resultados, se opta por la opción intermedia. Para poder obtener la conversión del 98% establecida en el capítulo 2 es necesario un volumen de 170 m^3 , lo cual no se justifica ya que se debe aumentar el volumen 50 m^3 para obtener solo un mínimo aumento en la conversión, lo que conlleva mayores costos de inversión.

En la **tabla 3.11** figuran los resultados finales obtenidos a partir de la utilización del simulador UniSim Design. Se diferencia entre el alcohol graso total a la salida del reactor y el producido, ya que al trabajar con exceso de alcohol graso, una parte se ingresa como reactivo. Por lo tanto, el alcohol graso neto producido a la salida es menor que el total. Además, el término “deseado” hace referencia a que se habla de alcohol cetílico y estearílico, sin tener en cuenta el alcohol miristílico, que es producto de reacción pero no es el objetivo comercializarlo.

Tabla 3.11. Resultados obtenidos.

Volumen de reactor	120 m ³
Conversión	97,4%
Caudal total procesado	7.317 kg/h
Caudal de alcohol graso deseado a la salida	6.024,8 kg/h
Alcohol graso producido y deseado a la salida del sistema	2.525,9 kg/h

A partir del volumen del reactor obtenido, el valor de la carga de catalizador, según la **ecuación 3.17** es de 4.030 kg.

En la **tabla 3.12** figura la composición de la corriente de salida del reactor slurry, obtenida a partir de la simulación en UniSim. La fracción de alcoholes grasos totales no alcanza las especificaciones del producto a generar, es decir una pureza del 98%, por lo que es necesario su posterior tratamiento. Se ampliará sobre la purificación en capítulos posteriores.

Tabla 3.12. Composición de salida del reactor slurry.

Componente	Fracción másica	Fracción molar
Alcohol cetílico	0,2403	0,0135
Alcohol estearílico	0,5831	0,0284
Alcohol miristílico	0,0039	0,0004
Agua	0,0247	0,0444
Hidrógeno	0,1290	0,9125
Impurezas	0,0003	0,0001
Éster graso	0,0187	0,0007
Suma total	1,000	1,000
Alcohol graso total	0,827	0,042

3.3. Especificaciones constructivas

3.3.1. Entradas y salidas

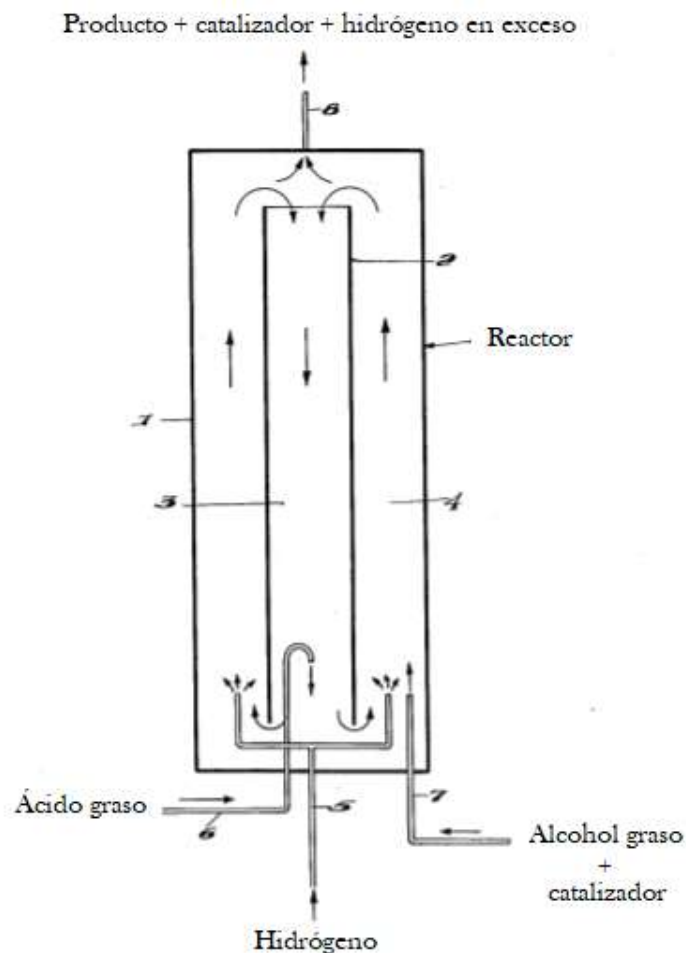


Figura 3.7. Esquema del reactor slurry.

En la **figura 3.7** se observa una representación de las características constructivas del reactor. El mismo consiste en dos tubos concéntricos dispuestos de forma vertical. El tubo interno (1) es más corto que el externo (2), por lo que hay una continuidad entre ellos en el tope y en el fondo. Esto permite una recirculación interna del fluido, siguiendo el sentido de las flechas. Debido a la presencia del doble tubo, el reactor está dividido en dos secciones de flujo: la del tubo interno (3) y la del tubo externo (4). El hidrógeno se ingresa por debajo, en la sección del ánulo, por el conducto (5). En un extremo de la sección del ánulo (7) se ingresa la fase slurry, que consiste en mezcla de alcohol graso y catalizador. En la parte inferior del

tubo interno (6) se ingresa la alimentación de ácido graso. Por el tope del reactor (8) salen el producto mezclado con catalizador y el hidrógeno sin reaccionar.

Ingresar gas a alta presión en los laterales y en exceso respecto al ácido alimentado hace que el líquido presente fluya rápidamente de manera ascendente, y se genere una gran circulación interna de fluido en el reactor. En el ánulo externo mediante la alimentación de hidrógeno en exceso se busca obtener velocidades de fluido mayores a 0,2 m/s, y preferentemente de 1 a 2 m/s, y una zona de alta presión. La recirculación interna permite que los ácidos grasos al ser ingresados al reactor entren inmediatamente en contacto con el alcohol graso, debido a su gran exceso, por lo que la esterificación ocurre de manera prácticamente instantánea. Además, el objetivo de ingresar el ácido graso en la sección del tubo interno es evitar que los mismos degraden al catalizador, ya que allí se espera que no se encuentre fresco, sino recubierto de alcohol graso formado.

El tubo interno en la parte superior posee una extensión compuesta por una malla metálica, cuyo fin es separar el hidrógeno gaseoso que podría haber quedado en el fluido que va a ingresar al tubo. Además, al extraer el hidrógeno gaseoso, permite que la corriente fluya de forma descendente de manera más eficiente, ya que la presencia de burbujas de gas retarda la velocidad.

3.3.2. Dimensiones del reactor

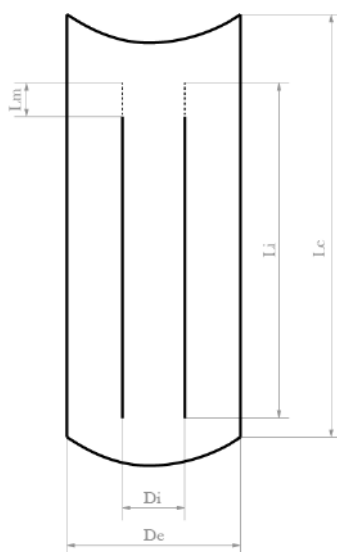


Figura 3.8. Esquema de las dimensiones del reactor slurry.

Para la construcción del reactor es necesario definir las distintas longitudes y diámetros representados en la **figura 3.8**. A continuación se detalla cada una de ellas:

- ✓ Di: diámetro del tubo interno
- ✓ De: diámetro del tubo externo (diámetro total del reactor)
- ✓ Li: longitud del tubo interno
- ✓ Le: longitud del tubo externo (longitud total del reactor)
- ✓ Lm: longitud de la malla metálica, que extiende el tubo interno

Para poder calcular dichas dimensiones, hay que tener en cuenta consideraciones de diseño obtenidas de bibliografía y condiciones requeridas para la operación.

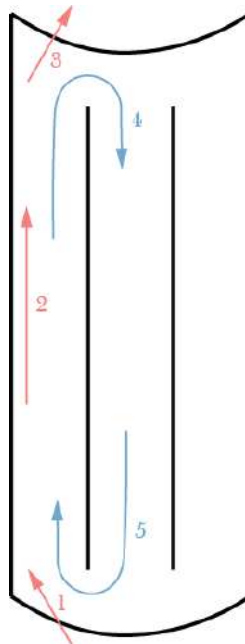


Figura 3.9 Esquema de la circulación de corrientes en el interior del reactor.

En la **figura 3.9** se representa la circulación de corrientes en el interior del reactor. Se esquematiza solo la mitad del reactor con el fin de simplificar la explicación, pero lo mismo ocurre del otro lado (las corrientes circulan y se dividen entre el tubo interno, externo y salidas). Las corrientes se detallan a continuación:

- ✓ *Corriente 1*: la entrada total al reactor, contiene ácidos grasos, hidrógeno, alcohol graso e impurezas.

- ✓ *Corriente 2:* flujo en el ánulo, sin considerar la recirculación interna de alcoholes.
- ✓ *Corriente 3:* salida del reactor.
- ✓ *Corrientes 4 y 5:* recirculación interna, compuesta principalmente de alcoholes grasos.

A fines prácticos, se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

- ✓ Debido a que se trabaja en estado estacionario, los flujos másicos de las corrientes 1 y 3 son iguales.
- ✓ Las corrientes 4 y 5 son iguales. Se asume que en el tope del tubo interno ingresa alcohol graso, poca cantidad de ácidos grasos sin reaccionar, e hidrógeno disuelto. A medida que se avanza por el tubo, los ácidos grasos terminarían de reaccionar, pero como las densidades de los ácidos y alcoholes son muy similares se asume que el flujo volumétrico a medida que desciende es prácticamente constante.
- ✓ Para simplificar los cálculos, se considera que las densidades de las corrientes de entrada y salida son semejantes, por lo que se aproximan sus flujos volumétricos como iguales. Se trabaja con los flujos volumétricos en la entrada.
- ✓ Por el ánulo circula la corriente 2, y se aproxima como la suma entre la corriente 5 y la corriente 1.
- ✓ Consideraciones de diseño: a partir de bibliografía, se extraen rangos recomendados para distintas variables, presentes en la **tabla 3.13**, y se seleccionan dichos valores. Se opta por la mayor recirculación interna permitida. Esto es así ya que se busca evitar que el catalizador entre en contacto con el ácido graso que ingresa al reactor. Al haber una gran recirculación interna, el ácido se encuentra disuelto en mayor medida, por lo que el catalizador probablemente no será atacado. Asimismo, el exceso de

alcoholes permite que la reacción de esterificación ocurra prácticamente de manera instantánea. Por último, la gran recirculación interna genera un mezclado constante que es necesario para poder asumir que hay mezclado perfecto en la fase líquida. Para la velocidad en el ánulo se observa que se toman dos valores. En un principio se parte del cálculo con el mínimo valor preferido, pero luego se decide trabajar a menor velocidad. Esto se explica posteriormente.

Tabla 3.13. Condiciones de diseño seleccionadas.

	Bibliografía	Condición seleccionada
Velocidad en el ánulo (m/s)	Mayor a 0,2 Preferentemente de 1 a 2	a) 1 b) 0,3
Relación volumétrica de recirculación interna (alcohol graso / ácido alimentado)	100 a 1.000	1.000

Tabla 3.14. Cálculo de flujo volumétrico total a la entrada del reactor slurry.

	Flujo másico (UniSim) (kg/h)	Densidad másica (kg/m ³)	Flujo volumétrico (m ³ /h)	Información
Flujo de ácido entrada	2.699,173	715,6	4,904	Alimentación
Flujo de hidrógeno entrada	983,050	12,09	81,311	Alimentación
Flujo alcohol graso externo	3.508,968	812	4,321	Alimentación/ recirculación
Glicerol	2,462	866,7	0,003	Glicerol (impureza del ácido)
Agua	3,884	796	0,005	Agua de reacción
Esteres s/r	121,456	747,4	0,163	Esteres sin reaccionar
Relación recirculación interna	1.000 veces			Relación de recirculación interna
Flujo de alcohol interno	3.508.968	812	4.321,389	Recirculación interna
Flujo interno total	3.513.587,820	-	4.412,095	Flujo interno total (entrada + recirculación externa + recirculación interna)

En la **tabla 3.14** figuran los valores de flujos volumétricos utilizados. Dichos valores se obtienen a partir de los datos calculados por UniSim, relacionando el flujo másico y la densidad molar para cada compuesto. Utilizando el flujo volumétrico que circula por el ánulo, y la velocidad del fluido que circula, se puede obtener el área de flujo en el ánulo.

$$\text{Área ánulo} = \frac{\text{Flujo volumétrico}}{\text{Velocidad}} [=] \frac{\frac{m^3}{h}}{\frac{m}{s}} [=] m^2 \quad \text{Ecuación 3.18}$$

Asimismo, el área en el ánulo corresponde a:

$$\text{Área ánulo} = \pi \frac{De^2 - Di^2}{4} \quad \text{Ecuación 3.19}$$

Cabe destacar que la velocidad a cumplir en el ánulo corresponde a la velocidad del líquido. Recordemos que por el ánulo circula líquido e hidrógeno. Entonces, para el área, si se quiere ser riguroso en el cálculo, se debería tener en cuenta un área efectiva de circulación del líquido (ya que parte de la sección estaría ocupada por el hidrógeno). Sin embargo, si se considera que el hidrógeno está finamente disperso en el líquido y que su flujo volumétrico es menor a un 3% del flujo total, se podría considerar que la sección de flujo del líquido es el área del ánulo total.

A partir de la patente 3180893 (USA) se obtienen las relaciones a cumplir entre las dimensiones del reactor presentes en la **tabla 3.15**.

Tabla 3.15. Relaciones dimensiones del reactor, calculadas a partir de la patente 3180893 (USA).

Di/De	0,429
Li/Le	0,917
Lm/Li	0,055

A partir del flujo interno volumétrico total (que figura al final de la **tabla 3.14**) y de la velocidad a cumplir en el ánulo, se calcula el área del ánulo con la **ecuación 3.18**. A partir de este área, la **ecuación 3.19** y las relaciones de la **tabla 3.15** se calcula el diámetro interno y externo de los tubos que conforman al reactor. Utilizando el volumen del reactor, los

diámetros obtenidos y las relaciones de la **tabla 3.15**, se obtiene una primera aproximación a las dimensiones del reactor, representadas en la **tabla 3.16**.

Tabla 3.16. Primeras dimensiones del reactor.

Volumen (m^3)	120,000
Área ánulo (m^2)	1,226
Diámetro externo (D_e) (m)	1,383
Diámetro interno (D_i) (m)	0,593
Longitud tubo externo (L_e) (m)	79,929
Longitud tubo interno (L_i) (m)	73,268
Longitud malla metálica (L_m) (m)	3,996

Como se puede observar, las dimensiones obtenidas son un tanto extrañas (muy largo comparado al diámetro). Esto se debe a las relaciones a cumplir, que generan que el reactor tenga dimensiones poco coherentes. Por lo tanto, se decide trabajar prácticamente al límite de velocidad. Se selecciona la **opción b** de velocidad de la **tabla 3.13** (0,3 m/s), resultando entonces en las dimensiones finales del reactor representadas en la **tabla 3.17**.

Tabla 3.17. Dimensiones del reactor.

Volumen (m^3)	120,000
Área ánulo (m^2)	4,085
Diámetro externo (D_e) (m)	2,524
Diámetro interno (D_i) (m)	1,082
Longitud tubo externo (L_e) (m)	23,979
Longitud tubo interno (L_i) (m)	21,980
Longitud malla metálica (L_m) (m)	1,199

Con estas dimensiones, la velocidad seleccionada en el ánulo es de 0,3 m/s. Considerando el diámetro del tubo interno, se calcula la velocidad de flujo en el mismo, que corresponde a 1,3 m/s. La misma es mayor a la velocidad en el ánulo, lo cual es lógico ya que

circula aproximadamente el mismo flujo volumétrico en una menor sección, pero se encuentra dentro del rango de velocidades recomendadas.

3.3.3. Materiales

Respecto a los materiales de construcción, el reactor se construye de acero inoxidable 316, ya que el mismo soporta altas temperaturas y presiones a las que será sometido el reactor durante la operación. Además, el acero inoxidable 316 es resistente a la corrosión, debido a su contenido de cromo, ya que al reaccionar con el oxígeno se forma una película de óxido de cromo (Cr_2O_3) pasivamente continua, muy resistente y estable en la superficie.

3.3.3.1. Cálculo del espesor de pared

Se sigue el Código ASME para Calderas y Recipientes a Presión con el fin de calcular el espesor del material a conformar el equipo. Aproximando el reactor como un cilindro, se utiliza la siguiente expresión para el cálculo del espesor, que es apta para obtener espesores en recipientes con alta presión interna:

$$t = \frac{PR}{(SE - 0.6P)}$$

El significado de cada sigla con su correspondiente valor se especifica en la **tabla 3.18**. El resultado de la expresión anterior también se muestra en la misma. Se considera que las uniones son a tope, con doble unión, por lo que el factor de eficiencia es igual a la unidad.

Tabla 3.18. Datos para el cálculo del espesor de la pared.

Presión (P) (atm)	300,000
Factor de eficiencia de juntas (E)	1,000
Radio interno del cilindro (R) (m)	1,262
Resistencia a la tracción (S) (atm)	6.513,694
Espesor de pared (t) (m)	0,060

3.4. Diseño térmico

3.4.1. Condiciones térmicas de operación

Para llevar adelante las reacciones de esterificación e hidrogenación en el reactor slurry resulta importante el análisis de la variación de temperatura dentro del reactor para obtener la conversión deseada, es por eso que se opta por trabajar de forma adiabática. Se elige este tipo de operación ya que la reacción de esterificación es rápida y endotérmica, por ende la temperatura disminuye dentro del reactor, pero luego ocurren la hidrogenación y saturación de enlaces múltiples. Ambas son exotérmicas y liberan energía, aumentando la temperatura en el reactor. A partir de este análisis, se observa que al elegir un reactor donde prácticamente no haya pérdidas de calor resulta conveniente ya que las temperaturas se ven compensadas por los calores de reacción.

3.4.2. Sistema de aislamiento

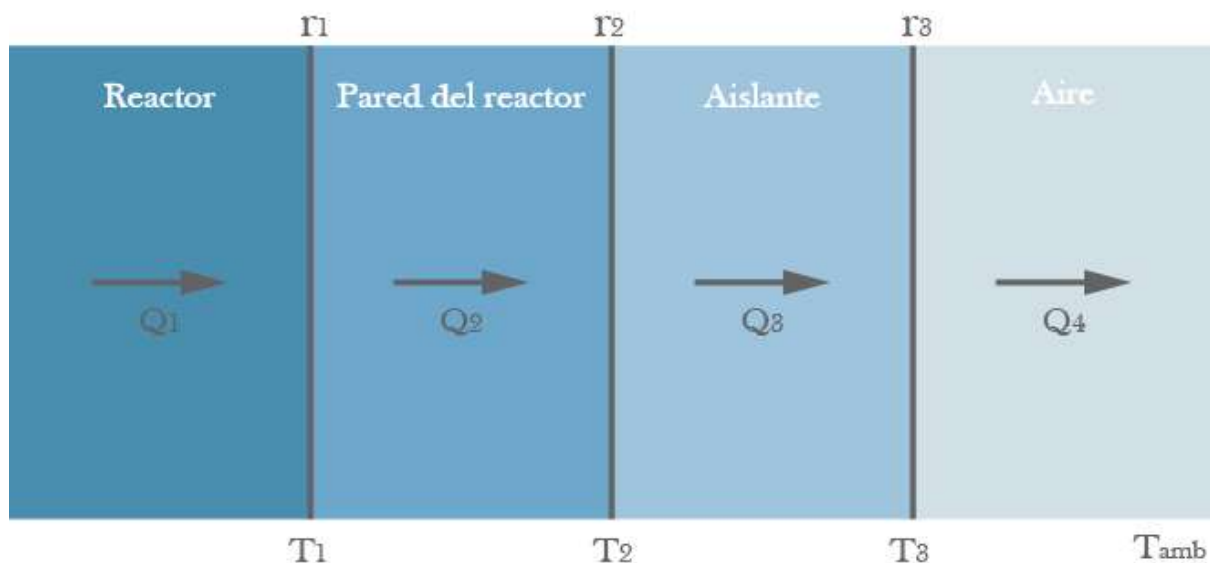


Figura 3.10. Esquema de flujo de calor entre el reactor y el ambiente.

En la **figura 3.10** se observa un esquema de los calores involucrados en el proceso.

Donde:

$$\checkmark \quad Q_2 = Q_{\text{conducción en el espesor de reactor}}$$

$$\checkmark \quad Q_3 = Q_{\text{conducción aislante}}$$

$$\checkmark \quad Q_4 = Q_{\text{convección natural}}$$

Las expresiones que les corresponde a cada uno son:

$$Q_2 = k_{\text{pared}} * 2 * \pi * L * (T_1 - T_2) * \frac{1}{\ln(r_2/r_1)}$$

$$Q_3 = k_{\text{aislante}} * 2 * \pi * L * (T_2 - T_3) * \frac{1}{\ln(r_3/r_2)}$$

$$Q_4 = h_{\text{convección natural}} * 2 * \pi * r_3 * L * (T_3 - T_{\text{ambiente}})$$

Donde Q_2 y Q_3 corresponden a las expresiones del calor planteado en función de la resistencia a la conducción en la pared de un cilindro y Q_4 es el calor en función de la resistencia a la convección en un cilindro.

A continuación se presentan las consideraciones realizadas:

- ❖ La temperatura de la pared interna del reactor se considera igual a la de salida del mismo, que coincide con la máxima temperatura que alcanza el reactor (mezclado perfecto). Es decir, $T_1 = 280^\circ\text{C}$.
- ❖ De los valores calculados anteriormente de las especificaciones del reactor se sabe que: $r_1 = 1,262 \text{ m}$; $r_2 = 1,322 \text{ m}$; $L = 23,979 \text{ m}$.
- ❖ Se considera una conductividad térmica del acero inoxidable 316 correspondiente a $k_{\text{pared}} = 16,2 \frac{\text{W}}{\text{m K}}$ (dicho valor está determinado a la temperatura de operación).
- ❖ Dada la ubicación seleccionada para la planta, la temperatura ambiente promedio mensual mínima se registra en el mes de julio y es de $6,4^\circ\text{C}$. Debido a las dimensiones del reactor, se sugiere que sea colocado fuera de las instalaciones cerradas, al aire libre. Se considera la temperatura ambiente mínima ya que, de esta manera, se considera el peor escenario posible donde las pérdidas de calor son máximas. Así, no se dimensiona el espesor del aislante por debajo de lo requerido.
 $T_{\text{ambiente}} = 6,4^\circ\text{C}$.

- ❖ Al proponer un aislante de lana de vidrio, se tiene un $k_{\text{aislante}} = 0,03 \frac{W}{m K}$.
- ❖ Por cuestiones de seguridad se considera una temperatura de pared del reactor (T_3) $T_3 = 55^\circ C$. Para la selección de dicha temperatura se tiene en cuenta que, en caso de que un operario toque accidentalmente el exterior del reactor, se encuentre sin riesgos de quemaduras. A $55^\circ C$, la persona tiene un tiempo de 17 segundos aproximadamente para retirar la superficie del cuerpo expuesta al reactor, antes de sufrir quemaduras de segundo grado.
- ❖ Para obtener el coeficiente externo de transferencia de calor (h_{externo}) se utilizan las correlaciones para el número de Nusselt en función del número de Rayleigh. Este coeficiente adimensional de transferencia de calor por convección (Nu), representa la relación que existe entre el calor transferido por convección a través del fluido y el que se transferiría si solo existiese conducción. Para el cálculo del coeficiente, al considerar al reactor como un cilindro vertical, se puede tratar como una placa vertical siempre que se verifique la siguiente desigualdad:

$$D_{\text{reactor}} \geq \frac{35 * L}{Gr_L^{1/4}} \quad \text{Ecuación 3.20}$$

Donde L es la longitud característica, la cual corresponde a la altura del reactor.

Para estimar dicho coeficiente se necesitan conocer las propiedades del aire, las cuales se definen a una temperatura media entre T_3 y T_{ambiente} , correspondiente a $T_{\text{media}} = 30,7^\circ C$.

Propiedades del aire a T_{media} :

- $k_{\text{aire}} = \text{conductividad térmica} = 2,259 * 10^{-2} \frac{W}{mK}$
- $\nu_{\text{aire}} = \text{Viscosidad cinemática} = 1,614 * 10^{-5} \frac{m^2}{s}$
- $Pr = \text{Número de Prandtl} = 0,728$

Luego, se calcula el número de Grashof a partir de la siguiente ecuación:

$$Gr = \frac{g * \beta * (T_{\text{aislante}} - T_{\text{ambiente}}) * L^3}{\nu_{\text{aire}}} = 8,3 * 10^{13}$$

Donde

$$\text{➤ } g = \text{gravedad} = 9,81 \frac{m}{s^2}$$

$$\text{➤ } \beta = \text{coeficiente de expansión volumétrica} = \frac{1}{T_{media}} = \frac{1}{303,7K}$$

$$\text{➤ } L = \text{longitud característica altura del reactor} = 23,979 m$$

Además, se calcula el número de Rayleigh (Ra) como:

$$Ra = Gr * Pr = 6,4 * 10^{13}$$

En función del número de Rayleigh obtenido, se utiliza la correlación de Churchill &

Chu para calcular el número de Nusselt:

$$Nu = \left\{ 0,825 + \frac{0,387 * Ra^{1/6}}{\left[1 + (0,492/Pr)^{1/6} \right]^{8/27}} \right\}^2 = 4236,66$$

A partir del Nu obtenido, se calcula el h_{externo} mediante la siguiente expresión:

$$h_{\text{externo}} = \frac{Nu * k_{\text{aire}}}{L} = 4,58 \frac{W}{m^2 * K}$$

Por último, se debe corroborar la **ecuación 3.20**:

$$2,524 m \geq 0,28 m$$

Como la desigualdad se verifica, la correlación utilizada es válida para el sistema de análisis.

❖ Por operar en estado estacionario los flujos de calor son iguales: $Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4$.

A partir de estas consideraciones y los balances planteados anteriormente, se resuelve el siguiente sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas:

$$k_{\text{pared}} * 2 * \pi * L * (T_1 - T_2) * \frac{1}{\ln(r_2/r_1)} = k_{\text{aislante}} * 2 * \pi * L * (T_2 - T_3) * \frac{1}{\ln(r_3/r_2)}$$

$$k_{\text{aislante}} * 2 * \pi * L * (T_2 - T_3) * \frac{1}{\ln(r_3/r_2)} = h_{\text{convección natural}} * 2 * \pi * L * r_3 * (T_3 - T_{\text{ambiente}})$$

Resolviendo, se obtiene que: $T_2 = 279,14 ^\circ C$; $r_3 = 1,352 m$.

Finalmente, el espesor del aislante para cumplir con la temperatura de seguridad resulta:

$$\text{Espesor del aislante} = r_3 - r_2 = 0,03m$$

Dicho espesor de aislante genera que se cumpla la temperatura de seguridad en la pared del reactor cuando la temperatura ambiente es mínima, es decir, cuando las pérdidas de calor son máximas. Sin embargo, se repitieron los cálculos para cuando la temperatura ambiente es máxima, es decir, de 29,5°C (registrada en Tortuguitas para el mes de enero). Si se resuelve el sistema reemplazando esta temperatura y el espesor de aislante elegido, la temperatura exterior del reactor no cumple las especificaciones de seguridad designadas, ya que resulta de 74°C. Por lo tanto, se decide seleccionar un espesor de aislante que además cumpla con la temperatura de seguridad en el exterior del reactor en el día más caluroso del año. Finalmente, volviendo a resolver el sistema, y despejando para la temperatura ambiente máxima y la temperatura de seguridad, se obtiene que el espesor del aislante debe ser de 0,056 m. Debido a que los aislantes comerciales suelen venir de espesores estándar, se selecciona un aislante de espesor de 0,06 m. Con un aislante de 6 cm de espesor se podrá cumplir con los requisitos establecidos de seguridad, a lo largo de todas las épocas del año. Resolviendo el sistema para el diámetro seleccionado, finalmente se muestran los resultados en la **tabla 3.19**.

Tabla 3.19. Resultados del balance de calor.

Dimensiones seleccionadas				
Espesor (m)		0,06		
r3 (m)		1,382		
Tamb (°C)	Tamb (K)	T2 (K)	T3 (K)	T3 (°C)
6,40	279,40	552,52	305,75	32,75
29,50	302,50	552,56	326,63	53,63

Observando la temperatura externa del reactor (T3) es notable que, para ambos casos críticos de temperatura ambiente, se encuentra dentro del margen de seguridad establecido.

3.4.2.1. Verificación del espesor de aislante - radio crítico de aislamiento

Se busca verificar que el espesor del aislante sea adecuado para llevar a cabo una aislación eficiente. Cuando se trabaja con configuraciones cilíndricas existe lo que se conoce como radio crítico de aislamiento, para el cual el aislante genera que las pérdidas de calor se vuelven máximas. Esto se debe a que, al agregar un aislante, se le está incorporando área superficial en contacto con el medio al sistema. Por ende, las pérdidas de calor son mayores, ya que se favorece la convección. A radios menores al radio crítico ocurre lo mencionado. Las pérdidas de calor son mayores, por lo que no es un resultado favorable si lo que se busca es generar aislamiento. A radios mayores al radio crítico, la resistencia a la conducción debido al aumento del espesor se vuelve más importante, por lo que el aislamiento se vuelve efectivo.

En este caso se busca aislar al sistema, por lo que se debe trabajar a radios mayores al radio crítico de aislamiento. Para configuración cilíndrica se define como:

$$r_{\text{crítico}} = \frac{k_{\text{acero}}}{h_{\text{ambiente}}}$$

$$r_{\text{crítico}} = \frac{0,03 \frac{W}{m \cdot K}}{4,58 \frac{W}{m^2}} = 6,556 \cdot 10^{-3} m = 0,66 cm$$

Comparando con el $r_3 = 1,382 m$, se observa que es mayor al radio crítico de aislamiento para el sistema seleccionado, por lo que efectivamente la acción que cumple el agregado de la lana de vidrio es de aislar al sistema.

3.4.2.2. Análisis de las pérdidas de calor

Teóricamente, el sistema de reactor es adiabático. Como es de esperar, en la práctica es una condición muy difícil de lograr. Aunque con el aislante las pérdidas de calor se logran disminuir de manera notable, no son nulas. Las pérdidas de calor del sistema sin aislar y aislado son:

$$Q_{\text{sin aislante}} = h_{\text{aire}} * A_{\text{externa}} * (T_1 - T_{\text{ambiente}}) = 2,496 * 10^5 W$$

$$Q_{con\ aislante} = h_{convección\ natural} * 2 * \pi * r_3 * L * (T_3 - T_{ambiente}) = 2,656 * 10^4 W$$

Para el cálculo se considera el caso para el cual las pérdidas de calor son máximas, es decir, para la menor temperatura ambiental (los valores de los datos utilizados se presentan en la **tabla 3.19**). Comparando ambos:

$$\frac{Q_{con\ aislante}}{Q_{sin\ aislante}} = 0,106$$

Es decir, con el agregado del aislante se logran disminuir las pérdidas de calor en un 89,4%, pero no se logran disminuir al 100%. Esto es lógico, ya que la condición adiabática ocurre solo en la idealidad. En la realidad se espera que haya pérdidas de calor, pero se busca que estas disminuyan en el mayor grado posible para tener una aproximación lo más cercana al comportamiento adiabático.

Para un diseño preliminar del sistema de reacción, es suficiente con una aproximación al comportamiento adiabático. Sin embargo, eventualmente se podría realizar un análisis más riguroso, debido a que las pérdidas de calor existen en el proceso. Dicho esto, se debería plantear un balance energético para un reactor NINA (es decir, ni isotérmico ni adiabático) y calcular de manera más realista las dimensiones del sistema. El balance NINA para un TAC en estado estacionario es el siguiente:

$$\begin{array}{lcl} \text{Variación en el calor sensible} & & \\ \text{entre las corrientes de entrada y} & = & \text{Calor que se genera o} \\ \text{salida} & & \text{consume por todas las} \\ & & \text{reacciones químicas} \end{array} + \begin{array}{l} \text{Calor intercambiado con los} \\ \text{alrededores} \end{array}$$

$$G_m Cp(T_s - T_0) = \sum_i (-\Delta H_{ri}) * r_i * V + Q_{intercambiado}$$

Donde:

- G_m : caudal másico total [$\frac{kg}{seg}$]
- Cp : capacidad calorífica [$\frac{J}{kg*K}$]
- T_s : temperatura de la corriente de salida [$^{\circ}C$]

- T_0 : temperatura de la corriente de entrada al reactor [$^{\circ}\text{C}$]
- ΔH_{ri} : calor de reacción [$\frac{\text{J}}{\text{mol}}$]
- r_i : velocidad de reacción [$\frac{\text{mol}}{\text{m}^3 \cdot \text{seg}}$]
- V : volumen del reactor [m^3]
- $Q_{intercambiado}$: calor perdido o intercambiado con los alrededores [$\frac{\text{J}}{\text{s}}$]

3.5. Sistema de control

Con el fin de obtener un producto deseado dentro de especificaciones determinadas es esencial, además de un diseño de reacción y térmico correcto, la implementación de un sistema de control. En la práctica se suelen encontrar desviaciones de la idealidad, por ejemplo, que las corrientes de alimentación no presentan una concentración, caudal o temperatura constante. Estas desviaciones, conocidas como perturbaciones, deben ser controladas ya que afectan el desempeño del sistema. Por esta razón, es necesario implementar un sistema de control, que detecte dichas perturbaciones y las modifique de forma eficiente.

3.5.1. Control de temperatura

El sistema de reacción se lleva a cabo de manera adiabática. Es importante tener un control de la temperatura de ingreso de las corrientes al reactor, ya que se trabaja con reacciones reversibles. Como se intenta favorecer la formación del producto deseado, se busca trabajar a una temperatura que haga máxima la producción del mismo. Sin embargo, hay que tener en cuenta que la temperatura de operación no favorezca la reacción inversa. Es por ello que se selecciona una temperatura de ingreso de las corrientes de 225°C , como fue mencionado anteriormente, para lograr este fin. Dicho esto, es necesario instalar un sistema de control de temperatura por realimentación en el acondicionamiento de las corrientes de entrada al reactor. Además, podría controlarse que en el reactor no se supere una temperatura máxima, para evitar no sólo la reversibilidad de las reacciones, sino también la posible degradación de

los compuestos formados y generar sustancias indeseadas, que disminuirían la calidad del producto final.

Por otro lado, la temperatura de operación del reactor corresponde a 280°C , que se alcanza debido al calor generado por la reacción. Como se opera de forma adiabática y con mezclado perfecto, se espera que la temperatura dentro del reactor en estado estacionario sea de 280°C . Sin embargo, aunque se diseña una operación adiabática, en la realidad existen pérdidas de calor como se analizó anteriormente, por lo que la temperatura en el reactor podría disminuir con el tiempo. Se podría instalar un sistema de control que mida la temperatura de salida de la mezcla de reacción, y en caso de que fuera menor a la requerida por el proceso (280°C), compense esas pérdidas aumentándole la temperatura a las corrientes de entrada.

3.5.2. Control de presión

Es importante tener un control de la presión dentro del reactor para mantener las condiciones de diseño a alta presión. Se mide la presión en el reactor y, con el fin de mantenerla constante y compensar cualquier perturbación que afecte al sistema, se modifica la presión en la corriente de hidrógeno de ingreso. Para llevarlo a cabo, se puede utilizar un sistema de control por realimentación negativa. Este sistema de control automático se encarga de detener el funcionamiento del proceso si se supera una presión seteada. Una vez que la presión se encuentra en un valor seguro, el sistema vuelve a funcionar normalmente.

3.5.2.1. Seguridad

Debido a que se trabaja a altas presiones, es imprescindible tener en cuenta cuestiones de seguridad para evitar accidentes. Para controlar la presión en el equipo se podría instalar un sistema de control selectivo por cambio de mando. Se puede utilizar un selector de alta (HSS, high switch selector) para evitar que la presión en el equipo supere un valor máximo establecido para mantenerse en una operación segura. Por ejemplo, se controla el flujo de hidrógeno que ingresa al equipo midiendo la descarga del compresor (lazo de control de flujo). En caso de que la presión de descarga del compresor supere un límite máximo de

presión, actúa el HSS y la acción de control se transfiere al lazo de control de presión de descarga. Para modificar ambas variables (presión y flujo), el elemento que actúa es el motor del compresor cuya velocidad es modificada. Así, se controla el flujo de hidrógeno de ingreso al reactor y la presión máxima admisible simultáneamente.

3.5.3. Control en sistema de purificación

La calidad del producto final depende de, principalmente, la correcta operación del sistema de purificación. Gracias al proceso de destilación se llevan los productos a la pureza deseada, con el que luego van a ser comercializados. Para asegurar la composición y, por ende, la calidad de venta del producto, es necesario tener un control riguroso en las torres de destilación. Por ejemplo, podría instalarse un lazo de control de la composición de salida a la torre de destilación, donde las variables manipuladas son los reflujo de líquido y vapor. De esta manera, se podría asegurar el cumplimiento de especificaciones de los productos.

3.6. Diagrama tecnológico de la simulación de la planta

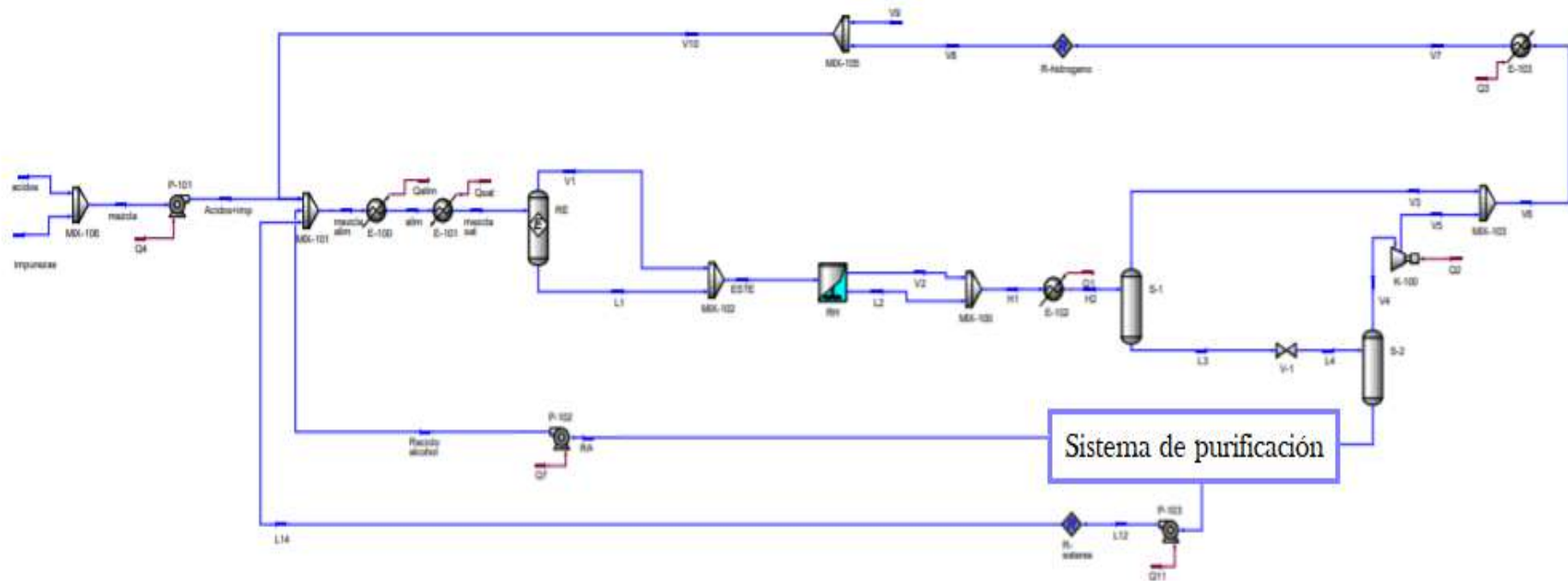


Figura 3.11. Esquema de simulación de la planta.

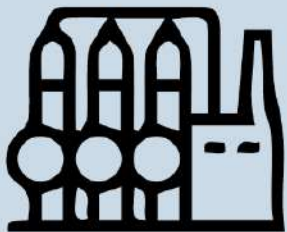
3.7. Bibliografía

- ✓ GoodFellow. (n.d.). Acero Inoxidable - Información sobre el material. Retrieved junio, 2021, from <http://www.goodfellow.com/S/Acero-Inoxidable-AISI-316.html>
- ✓ Barkley, N. (2018). A General Comparison of the Design Margins and Design Rules for ASME Section VIII, Divisions 1 and 2 (Contract Fabricators Inc, Ed.). *Proceedings of the ASME 2018 Pressure Vessels and Piping Conference*.
- ✓ ASME. (2017). *Boiler and Pressure Vessel Code*. American Society of Mechanical Engineers.
- ✓ Eisenlohr, K. H., & Et Al. (1965). *Process For The Production Of Fatty Alcohols By Catalytic Hydrogenation Of Fatty Acids And Their Derivatives*. Patente 3180893 (USA).
- ✓ Stephanopoulos, G. (1984). *Chemical Process Control*. Prentice Hall.
- ✓ (1980-2021). The Good Scents Company Information System. Retrieved junio, 2021, from <http://thegoodscentscompany.com/>
- ✓ Stainless Steel AISI 316. (2012, junio 2). SubsTech, Substances & Technologies. Retrieved junio, 2021, from http://www.substech.com/dokuwiki/doku.php?id=stainless_steel_aisi_316
- ✓ ¿Qué es la conductividad térmica de la lana de vidrio? (2019, septiembre 22). Thermal Engineering. Retrieved junio, 2021, from <https://www.thermal-engineering.org/es/que-es-la-conductividad-termica-de-la-lana-de-vidrio-definicion>
- ✓ Coeficiente de transferencia de calor por convección. (n.d.). Dassault Systemes. Retrieved junio, 2021, from http://help.solidworks.com/2011/spanish/SolidWorks/cworks/LegacyHelp/Simulation/AnalysisBackground/ThermalAnalysis/Convection_Topics/Convection_Heat_Coefficient.htm

- ✓ Rogers, D. W., Hoyte, O. P.A., & Kam C. Ho, R. (1997). Heats of Hydrogenation of Large Molecules. Department of Chemistry, The Brooklyn Center, Long Island University, U.S.A.
- ✓ Lima, L. C.D. (2018). Kinetic and thermodynamic studies on the enzymatic synthesis of wax ester catalyzed by lipase immobilized on glutaraldehyde-activated rice husk particles. *Springer Nature*.
- ✓ Climate Data. *Clima Tortuguitas, Buenos Aires*. Retrieved Septiembre, 2021, from <https://es.climate-data.org/america-del-sur/argentina/buenos-aires/tortuguitas-76478>
- ✓ Burn Exposure Chart. (n.d.). anti-scald. Retrieved 2021, from https://antiscald.com/index.php?route=information/information&information_id=15
- ✓ Çengel, Y. A. (2011). *TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA*. McGraw-Hill Interamericana de España S.L.
- ✓ Apunte teórico “Ingeniería de las Reacciones Homogéneas 2020”. Cátedra de Ingeniería de las Reacciones Homogéneas 2020.
- ✓ Connor, N. (2019, September 18). *Radio crítico: definición*. Thermal Engineering. Retrieved 2021, from <https://www.thermal-engineering.org/es/que-es-el-espesor-critico-del-aislamiento-radio-critico-definicion/>

CAPÍTULO 4

*Diseño del sistema
de purificación*



4.1. Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se estudian y diseñan los métodos de separación y purificación involucrados en el proceso. Se aborda la recuperación de hidrógeno, la separación de agua y glicerina y el fraccionamiento de los alcoholes grasos producidos (cetílico y estearílico), con la pureza deseada del 98%.

En primer lugar, se diseña el procedimiento para la recuperación de hidrógeno. La corriente efluente del reactor se enfría e ingresa a un separador flash, donde se obtiene vapor rico en hidrógeno por el tope que se recircula al reactor, y una corriente líquida en el fondo. Dicha corriente es expandida previo al ingreso de otro separador flash. Se eliminan las últimas trazas de hidrógeno, que también se recirculan al reactor. La corriente líquida contiene impurezas tales como agua y glicerina, las cuales deben eliminarse antes de que parte de ella se recircule al reactor, para evitar los inconvenientes que estas generan en el transcurso de las reacciones. Previo a este sistema, se realiza la separación del catalizador presente mediante un separador centrífugo, para evitar que ingresen sólidos en la torre de destilación correspondiente.

Para realizar la separación de impurezas, la corriente libre de catalizador se la lleva a un destilador que opera en vacío para poder eliminar el agua y la glicerina presentes en la misma, como así también una proporción del alcohol miristílico formado. La corriente de residuo de la torre de destilación 1 se divide en dos: una parte se bombea y se recircula al reactor, y la otra se envía al sistema de purificación de alcoholes grasos. Las condiciones de operación de dicha torre se presentan en la **tabla 4.1**.

Tabla 4.1. Condiciones de operación de la torre de destilación 1.

Condiciones de operación Torre 1	
Tipo de condensador	parcial
Número de etapas ideales	8
Plato de alimentación	4
Presión condensador (kPa)	20,26
Presión reboiler (kPa)	20,26
Temperatura destilado (°C)	132,5
Temperatura residuo (°C)	264

La corriente de proceso, compuesta en su mayor parte por alcoholes grasos, atraviesa un sistema de fraccionamiento. Su objetivo es no sólo eliminar trazas de componentes indeseados, sino que también separar el producto en alcohol cetílico y estearílico con la pureza de diseño de 98%. Para dicho proceso se propone una columna de destilación. Con el fin de obtener una primera aproximación a las condiciones requeridas para el proceso se utiliza el método corto propuesto por Fenske-Underwood-Gililand. Los resultados obtenidos se presentan a continuación en la **tabla 4.2**, y luego son utilizados como valores semilla para el método riguroso.

Tabla 4.2. Resultados del método corto.

Torre 2	
Número de etapas de equilibrio	18
Posición óptima de la alimentación	7
Mínima relación de reflujo	1,831

A continuación, se procede con el método riguroso, cuyo objetivo es no solo obtener resultados más precisos, sino que también permite detallar parámetros constructivos de la torre de destilación. A partir de varias pruebas, se concluye que el sistema óptimo para llevar a cabo el proceso consta de sólo una torre de destilación. La configuración se representa en la **figura 4.1**. Del destilado de la columna se logra obtener alcohol cetílico (hexadecanol) con

la pureza deseada y por otra salida lateral (plato 15) se obtiene el alcohol estearílico (octadecanol) al 98%.

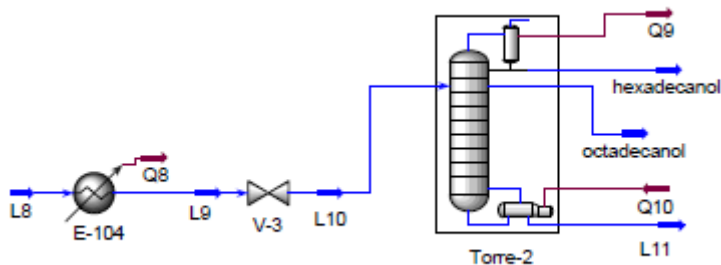


Figura 4.1. Sistema de purificación.

A continuación, se determinan las características constructivas de las torres de destilación. El material de construcción es acero inoxidable 316, resistente a altas temperaturas y un amplio rango de presiones. Asimismo, debido a que se trabaja en vacío, se opta por utilizar torres rellenas con relleno estructurado BX de Sulzer.

Tabla 4.3. Características de las torres de destilación.

	Torre de destilación 1	Torre de destilación 2
Altura (m)	1,68	2,56
Diámetro (m)	1,40	1,20
ΔP total (kPa)	0,42	0,41

4.2. Métodos de purificación

4.2.1. Separación flash

La destilación flash es un proceso de destilación que ocurre de manera instantánea. Sucede cuando una mezcla multicomponente o binaria que se encuentra en equilibrio termodinámico líquido-vapor, experimenta una expansión o disminución de la presión o un cambio en la temperatura de operación. De esta manera, se vaporiza inmediatamente una de las fases ocurriendo una separación instantánea, quedando los componentes más volátiles en la fase gaseosa y los más estables en la fase líquida.

Para lograr una destilación flash se requieren ciertas condiciones de operación. La más importante es que la mezcla multicomponente se encuentre en equilibrio termodinámico, es decir, que las condiciones de operación estén entre el punto de burbuja y punto de rocío de la mezcla. Para lograr eso, generalmente se colocan intercambiadores de calor en la corriente de entrada del separador para proporcionar la energía necesaria a la mezcla que se va a destilar. De este modo, la solución multicomponente reacciona inmediatamente ante un cambio de temperatura o presión y se realiza la separación de fases de manera instantánea. En la **figura 4.2** se presenta un esquema sencillo de este tipo de separación. Se utiliza para lograr la separación en caliente (recuperación del hidrógeno).

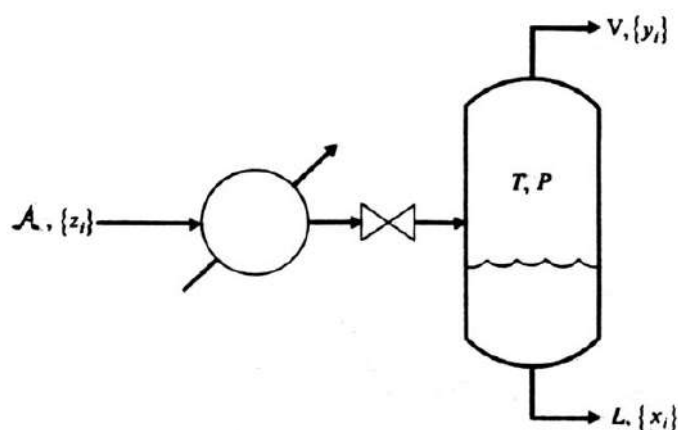


Figura 4.2. Esquema de separación flash.

4.2.2. Destilación

Los alcoholes grasos provenientes del reactor Slurry contienen una gran cantidad de impurezas, tales como agua, glicerina, hidrógeno y sustancias con altos puntos de ebullición, como los ésteres sin reaccionar. El diseño de una destilación adecuada es necesario para eliminarlas y obtener productos de alta pureza y de gran estabilidad. En este proceso se requiere producir alcohol estearílico y alcohol cetílico, ambos con una calidad de 98% p/p.

El proceso de destilación consiste básicamente en un procedimiento mediante el cual se calienta una mezcla líquida hasta que los componentes más volátiles se convierten en vapor; este último se enfría para recuperarlo por medio de la condensación. La finalidad con la que se realiza un proceso de destilación es aprovechar la volatilidad de algunas sustancias para separarlas de una mezcla compuesta, con el objetivo de obtener el más volátil de forma pura. No obstante, la separación completa en una destilación simple es difícil de lograr en el primer intento. Por ello, según los componentes de la mezcla y la volatilidad de cada uno, puede repetirse el proceso hasta alcanzar una separación lo más pura posible.

Los puntos de ebullición de los compuestos a destilar deben diferir considerablemente. Esta diferencia (volatilidad relativa) se incrementa a medida que se trabaja a menores presiones.

La temperatura de ebullición a presión atmosférica del alcohol estearílico (1-octadecanol) es de 333,85°C, y la del alcohol cetílico (1-hexadecanol) es de 312°C, mientras que la de los ésteres ronda alrededor de los 500°C. Como se observa, las temperaturas no difieren demasiado. Teóricamente, sería factible separar todo mediante una destilación, pero la misma resultaría impráctica porque se requerirían equipos con grandes dimensiones si se opera a presión atmosférica.

Para el proceso en cuestión, se opta por seleccionar destilación al vacío. Se debe trabajar a baja presión ya que el vacío permite tratar con mayor suavidad los compuestos sensibles al calor, es decir, que sufren degradación térmica si se los expone por altos períodos de tiempo a temperaturas elevadas, como lo son los alcoholes grasos. Además, aumenta la

volatilidad relativa logrando una separación más efectiva. Gracias a las temperaturas del proceso más bajas se puede mejorar el rendimiento del proceso de destilación evitando la polimerización, la descomposición u otras degradaciones del producto.

Este tipo de separación se utiliza para lograr el fraccionamiento adecuado de los alcoholes grasos, y el diseño detallado se explica a lo largo del capítulo. Para poder llevar a cabo el vacío se utilizan eyectores. Son equipos capaces de disminuir la presión de un líquido o un gas mediante el arrastre del fluido en cuestión por un fluido motriz a alta velocidad a través de una boquilla. El diseño detallado de los mismos se presenta en el capítulo posterior.

4.3. Sistema de purificación de hidrógeno

Las corrientes que salen del reactor diseñado en el Capítulo 3 se mezclan y se obtiene una corriente caracterizada por las condiciones presentadas en la **tabla 4.4**. La composición de la mezcla se muestra en la **tabla 4.5**.

Tabla 4.4. Condiciones de la corriente mezcla de salida del reactor Slurry.

Temperatura (°C)	280,4
Presión (kPa)	$3,04 \cdot 10^4$
Flujo molar (kgmol/h)	501,5
Flujo másico (kg/h)	7.317

Tabla 4.5. Composición de la corriente mezcla de salida del reactor Slurry.

Fracciones másicas	
Alcohol estearílico	0,5832
Alcohol cetílico	0,2402
Alcohol miristílico	0,0039
Ácido esteárico	-
Ácido palmítico	-
Ácido mirístico	-
Agua	0,0247
Ésteres s/reaccionar	0,0187
Hidrógeno	0,1289
Glicerol	0,0004
Total	1,0000

Para poder recuperar la mayor cantidad de hidrógeno, la corriente se enfría por medio de un intercambiador de calor (E-102) y luego se la ingresa a un separador flash (S-1), con el objetivo de separar el hidrógeno en la fase vapor (V3) y luego recircularlo al reactor. La corriente líquida de salida del separador flash (L3) contiene aún trazas de hidrógeno. Para poder eliminarlas, la misma se expande para poder entrar a otro separador flash (S-2) y separar ambas fases. El vapor (V4) se comprime, se lo mezcla con V3, esa corriente se calienta y, luego, se la recircula al reactor junto con el hidrógeno fresco que se introduce. Las corrientes y equipos mencionados se observan en la **figura 4.3**.

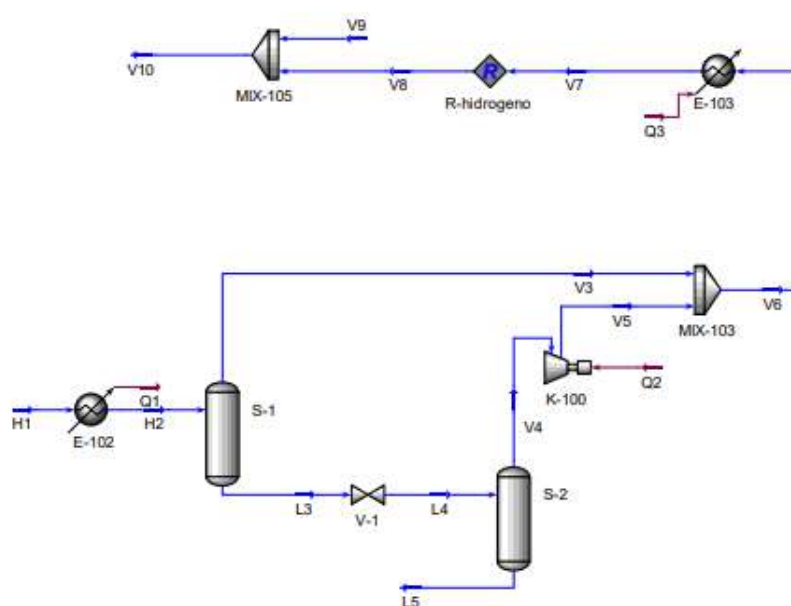


Figura 4.3. Diagrama del sistema de purificación de hidrógeno en la planta.

4.4. Sistema de separación de agua, glicerina y alcohol miristílico

La corriente efluente líquida L5 (**figura 4.3**) contiene impurezas tales como agua y glicerina, las cuales deben eliminarse antes de que parte de ella se recircule al reactor, para evitar los inconvenientes que estas generan en el transcurso de las reacciones. Para realizar dicha separación se la lleva a un destilador que opera en vacío, para poder eliminar el agua y la glicerina. La torre se opera en vacío para evitar las altas temperaturas en el rehervidor y, así, evitar la degradación de alcoholes.

4.4.1. Destilación (método riguroso)

Para llevar a cabo este método, se sabe que se requerirán pocos platos para poder separar el agua y la glicerina ya que son compuestos que se volatilizan fácilmente y, además, entre ellos presentan una diferencia de más de 10°C entre los puntos de ebullición. Se define un condensador parcial para poder eliminar toda el agua como vapor y no recircularla a la torre. Esto debe realizarse ya que para condensar vapor de agua se requerirían temperaturas muy bajas y la destilación se vería desfavorecida. Asimismo, con la incorporación de un condensador parcial, se pueden eliminar aquellas trazas de hidrógeno que hayan quedado presentes en la corriente de alimentación.

En los rehervidores es donde se generan las mayores temperaturas del sistema de destilación. Por ello, para elegir la presión de operación en el reboiler, se selecciona aquella que genere en él una temperatura menor a 280°C (temperatura de seguridad). En este caso la presión de vacío seleccionada es de 20,26 kPa, la cual genera una temperatura de 264°C en el residuo, teniendo de esta manera un margen de seguridad en caso de problemas futuros. Además, se considera que no existen pérdidas de presión significativas en la torre, por lo que la temperatura en el condensador es igual a la del reboiler.

El esquema de la destilación por el método riguroso que se utiliza en el simulador UniSim se presenta en la **figura 4.4**.

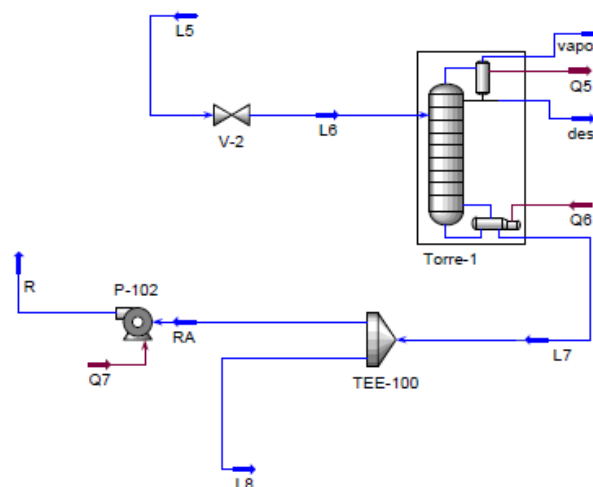


Figura 4.4. Diagrama de la destilación de la torre 1 por el método riguroso.

Las condiciones de operación de la torre, junto con sus especificaciones se presentan en la **tabla 4.6**.

Tabla 4.6. Condiciones de operación y especificaciones en la torre de destilación para eliminar agua y glicerina.

Condiciones de operación Torre 1		Especificaciones de diseño Torre 1	
Tipo de condensador	parcial	Relación de reflujo	3
Número de etapas ideales	8		
Plato de alimentación	4		
Presión condensador (kPa)	20,26	Flujo molar de agua en la corriente vapor (kg/h)	179,3
Presión reboiler (kPa)	20,26		
Temperatura destilado (°C)	132,5		
Temperatura residuo (°C)	264	Porcentaje de recuperación de glicerina en la corriente de residuo (%)	2
Calor condensador (kJ/h)	$3,138 \cdot 10^6$		
Calor reboiler (kJ/h)	$7,142 \cdot 10^6$		

Las especificaciones de diseño que se indican en la **tabla 4.6** son las más convenientes debido a que, con ellas, se logra que la corriente de residuo efluente de la torre de destilación contenga un bajo porcentaje de impurezas, y esto permite que el posterior fraccionamiento sea más simple de realizar y se puedan obtener las condiciones de pureza de los alcoholes grasos requeridas. Se define que el porcentaje de recuperación de glicerina en la corriente de residuo sea del 2% para luego cumplir con las especificaciones de pureza de los productos deseados.

Una vez definidos todos los parámetros necesarios para lograr la convergencia de la torre, se obtienen los resultados presentes en la **tabla 4.7**. Cabe aclarar que gran parte del alcohol miristílico se separa junto con la glicerina en la corriente de destilado ya que presentan puntos de ebullición cercanos (**tabla 4.8**).

Tabla 4.7. Resultados obtenidos en la torre de destilación a partir del método riguroso.

Componente	Fracciones másicas vapor del condensador	Fracciones másicas destilado	Fracciones másicas residuo
Alcohol estearílico	0,0001	0,0070	0,6915
Alcohol cetílico	0,0232	0,3688	0,2841
Alcohol miristílico	0,0695	0,5138	0,0022
Ácido esteárico	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido palmítico	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido mirístico	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	0,8946	0,0128	0,0000
Ésteres s/reaccionar	0,0000	0,0000	0,0222
Hidrógeno	0,0011	0,0000	0,0000
Glicerol	0,0115	0,0976	0,0000
Total	1,0000	1,0000	1,0000
Flujo másico total (kg/h)	200,4000	1,0590	6.171,0000

La corriente de residuo de la torre 1 (L7) se divide en dos, una parte se bombea nuevamente al reactor (RA) y la otra será la que posteriormente se utilizará para realizar el fraccionamiento de los alcoholes grasos deseados (L8). Las corrientes y equipos mencionados se observan en la **figura 4.4**.

4.5. Sistema de purificación de alcoholes grasos

4.5.1. Destilación (método corto)

El procedimiento corto de Fenske-Underwood-Gilliland permite una primera estimación de los flujos internos de vapor y de líquido, los requerimientos energéticos, el número de etapas de equilibrio y la posición óptima de la alimentación para una operación de destilación. Está restringido a columnas simples con reflujo. En este método se hacen suposiciones tales que simplifican de manera significativa el cálculo de los parámetros de la torre. Sin embargo, es

menos exacto, es por eso que resulta útil para la obtención de valores semilla que luego se utilizaran en el método riguroso.

Luego de someter la corriente del sistema al tratamiento de hidrógeno y separación del agua y glicerina, se simula la columna de destilación para el fraccionamiento de alcoholes grasos por el método corto, como se observa en la **figura 4.5**.

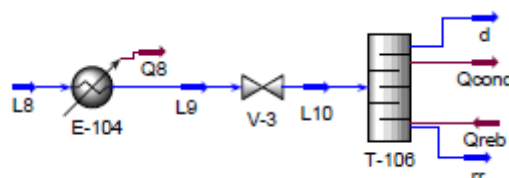


Figura 4.5. Diagrama de la destilación para el fraccionamiento de alcoholes grasos por el método corto.

En primer lugar, para llevar a cabo el método corto es necesario que la corriente de alimentación ingrese a la misma presión en la cual se opera la torre. Para ello, se coloca un eyector para reducir la presión y generar vacío en la torre. Cabe aclarar que en UniSim se utiliza una válvula para representar los eyectores y lograr que la corriente L10 ingrese despresurizada. Además, la corriente que ingresa a la torre debe tener una temperatura baja para evitar que en el rehervidor se generen altas temperaturas y se degraden los alcoholes grasos, por eso se coloca un enfriador previo a la entrada de la torre.

Para realizar el método corto es necesario definir las siguientes variables: el clave liviano en el residuo, clave pesado en el destilado, presión en el condensador, presión del reevaporador y relación de reflujo.

El objetivo de determinar componentes claves es establecer qué componente corresponde al clave liviano y al clave pesado, e indicar su fracción molar en el destilado y residuo, respectivamente. El clave liviano es el componente de la mezcla que se espera que se encuentre predominantemente en el destilado, mientras que el clave pesado es aquel componente de la mezcla que se encuentra principalmente en el residuo.

La mezcla que ingresa para la purificación es una destilación multicomponente, para definir los componentes claves se realiza un listado de los puntos de ebullición de cada

componente como se muestra en la **tabla 4.8** y en función de estos se definen los componentes para cada torre. Como el objetivo de la purificación es obtener alcohol estearílico y cetílico en un 98% p/p y, además, la corriente que ingresa al fraccionamiento de alcoholes grasos está libre de glicerina y agua, se diseña una torre donde el alcohol cetílico es el clave liviano y el alcohol estearílico el pesado, obteniendo por el tope el alcohol cetílico y por el fondo el estearílico.

Tabla 4.8. Tabla de puntos de ebullición.

Componente	Temperatura (°C)
Hidrógeno	-252,60
Agua	99,99
Alcohol miristílico (1-tetradecanol)	287,00
Glicerol	288,85
Alcohol cetílico (1-hexadecanol)	312,00
Ácido mirístico	326,20
Alcohol estearílico (1-octadecanol)	333,85
Ácido palmítico	351,00
Ácido esteárico	375,20
Esteres sin reaccionar	Aprox. 500

A la hora de definir las presiones del condensador y reevaporador se corrobora que no se supere la temperatura de seguridad definida anteriormente (280°C) a lo largo de toda la torre, a modo de evitar la degradación de los alcoholes. Es por ello que para garantizar estas condiciones es necesario que se trabaje en vacío, como se mencionó anteriormente.

Para seleccionar la presión del reboiler, se realiza un estudio de caso para distintas presiones de operación en la torre y se registra cómo evoluciona la temperatura en el reboiler, ya que es allí donde se encuentra la temperatura máxima del sistema. Además, se considera una caída de presión de 0,6 kPa en la torre, debido a que se trabaja con alto vacío y cualquier cambio de presión influye en el diseño del equipo. Luego de analizar dicho estudio,

se elige la presión óptima en el reevaporador para la torre, de modo de no superar la temperatura máxima admisible, la cual corresponde a un valor de 3 kPa.

En cuanto al reflujo externo, el mismo se define como de 1,2 a 2 veces la relación de reflujo mínima, este último reflujo se obtiene con la ecuación de Underwood y dicho valor es calculado por UniSim.

En la **tabla 4.9** se resumen los parámetros ingresados en el simulador para cada torre, con el fin de llevar a cabo el método corto.

Tabla 4.9. Parámetros para la destilación por el método corto.

Torre 2	
Clave liviano (fracción molar)	Alcohol cetílico: 0,001
Clave pesado (fracción molar)	Alcohol estearílico: 0,01
Presión en el reevaporador (kPa)	3
Presión en el condensador (kPa)	2,4
Relación de reflujo externo	3,662

Una vez ingresados los parámetros en el simulador, se obtienen los valores presentados en la **tabla 4.10**.

Tabla 4.10. Resultados del método corto.

Torre 2	
Número de etapas de equilibrio	18
Posición óptima de la alimentación	7
Mínima relación de reflujo	1,831

Por último, los resultados de la **tabla 4.10** son los valores semilla que luego se utilizan en la simulación del método riguroso.

4.5.2. Destilación (método riguroso)

Una vez realizada la simulación del método corto, se procede a llevar a cabo la destilación con el método riguroso. Este permite obtener resultados más detallados y conocer las

características constructivas de la torre. Luego de una serie de pruebas con distintas alternativas para alcanzar la pureza deseada de los alcoholes grasos, se obtienen los parámetros de la torre de destilación correspondientes a la opción óptima, los cuales se presentan a continuación.

Se plantea un sistema con una torre de destilación que opera en vacío. El esquema de la simulación del mismo, llevado a cabo mediante el método riguroso, se presenta en la **figura 4.6**.

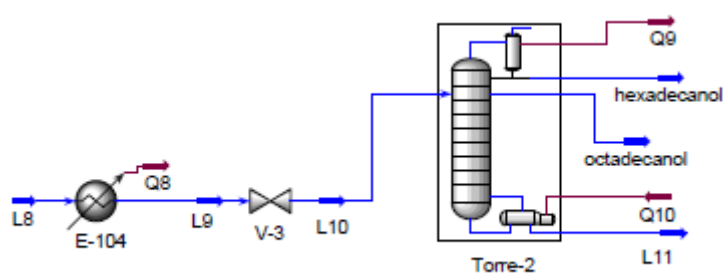


Figura 4.6. Esquema de la torre de destilación 2 por el método riguroso.

Para llevar a cabo este método se toman como valores semillas aquellos obtenidos en el método corto (**tabla 4.10**). Se define un condensador total debido a que toda el agua ya se eliminó previamente en la torre de destilación 1, y se desea condensar todo el alcohol cetílico y obtenerlo por el destilado. Además, como el 1-hexadecanol y el 1-octadecanol, que son los alcoholes grasos deseados, presentan puntos de ebullición no muy alejados entre ellos, pero sí difieren bastante con los ésteres sin reaccionar, se pueden obtener ambos como salidas en la sección de enriquecimiento de la torre. En el destilado se extrae el alcohol cetílico, y el estearílico se obtiene por una salida lateral en un plato intermedio. Esta última es definida en función de los requerimientos de pureza del producto deseado y de la necesidad de convergencia de la torre.

Además, se deben especificar ciertas variables para lograr la convergencia de la torre y hallar finalmente los parámetros deseados en ella. Se definen las variables necesarias para lograr la pureza deseada de los alcoholes grasos correspondientes. En la **tabla 4.11**, se

presentan las variables definidas como especificaciones junto con las condiciones de operación seleccionadas para la torre por el método riguroso.

Tabla 4.11. Condiciones de operación y especificaciones en la torre de destilación 2.

Condiciones de operación Torre 2		Especificaciones de diseño Torre 2	
Tipo de condensador	total	Fracción másica de 1-octadecanol en la salida lateral (plato 15)	0,98
Número de etapas ideales	16		
Plato de alimentación	8		
Salida lateral	Sí (plato 15)		
Presión condensador (kPa)	2,4	Fracción másica de 1-hexadecanol en el destilado	0,98
Presión reboiler (kPa)	3		
Temperatura destilado (°C)	189,9		
Temperatura residuo (°C)	237,7	Porcentaje de recuperación de ésteres s/reaccionar en el residuo (%)	73
Calor condensador (kJ/h)	6,285*10 ⁵		
Calor reboiler (kJ/h)	1,601*10 ⁶		

Una vez definidos todos los parámetros necesarios para lograr la convergencia de las torres, se obtienen los resultados presentes en la **tabla 4.12**.

Tabla 4.12. Resultados obtenidos en la torre de destilación 2 a partir del método riguroso.

	Fracciones másicas destilado	Fracciones másicas residuo	Fracciones másicas salida lateral (plato 15)
Alcohol estearílico	0,0121	0,2527	0,9800
Alcohol cetílico	0,9800	0,0005	0,0114
Alcohol miristílico	0,0079	0,0000	0,0000
Ácido esteárico	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido palmítico	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido mirístico	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	0,0000	0,0000	0,0000
Ésteres s/reaccionar	0,0000	0,7468	0,0086
Hidrógeno	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	1,0000	1,0000
Flujo másico total (kg/h)	732,1000	56,3600	1.809,0000

Las variables críticas en el diseño de las torres son principalmente el número de platos teóricos y la relación de reflujo. A medida que aumenta la cantidad de platos se incrementa la altura del relleno y, por ende, la altura de la torre. Esto genera una elevación de los costos fijos requeridos para la construcción de la misma. Además, un aumento en la relación de reflujo genera mayores caudales de vapor y líquido que circulan dentro de la torre, se incrementan los calores intercambiados en el reboiler y en el condensador y, asimismo, mayores son los diámetros requeridos para evitar la inundación en las torres por el aumento de los caudales. Todo esto genera un incremento en los costos operativos involucrados en el diseño de los equipos. Por estos motivos, se seleccionan los parámetros mostrados anteriormente en las **tablas 4.6 y 4.11** para lograr el diseño óptimo de las torres de destilación y cumplir con los requisitos de pureza de los alcoholes grasos deseados.

Finalmente, observando los resultados obtenidos en la **tabla 4.12**, se puede ver que se obtiene la pureza requerida para los alcoholes grasos deseados y se cumple con la capacidad instantánea definida en los capítulos previos.

Es de importancia destacar que la corriente obtenida en el residuo de la segunda torre de destilación, constituida principalmente por ésteres grasos sin reaccionar y una pequeña proporción de alcoholes grasos fuera de especificación, se recircula al reactor con el objetivo de aumentar la producción y evitar su desecho.

4.5.2.1. Especificaciones constructivas

4.5.2.1.1. Materiales

Respecto a los materiales de construcción, las torres de destilación se construyen de acero inoxidable 316 al igual que el reactor de esterificación/hidrogenación. Este material soporta altas temperaturas y bajas presiones durante la operación. Además, resiste la corrosión, debido a su contenido de cromo. Esto se debe a que, cuando reacciona con oxígeno, se forma una película de óxido de cromo (Cr_2O_3). La capa es continua y pasiva, lo que vuelve al material muy resistente y estable en la superficie.

4.5.2.1.2. Diseño

Tipo de torre

En una primera instancia debe seleccionarse el medio de contacto que mejor se adapte a las necesidades del proceso, considerando costos del diseño y las ventajas y desventajas que presentan cada uno. Las torres de platos son más sencillas de diseñar, pero presentan mayores caídas de presión por etapa de equilibrio que las torres rellenas. Por ello, las últimas se utilizan generalmente en sistemas que operan en vacío, generando menores temperaturas en el reboiler. La menor temperatura se traduce en menor degradación del producto y mayor capacidad. Por lo tanto, se selecciona este tipo de torre para el presente proceso.

Elección del tipo de relleno

Dentro de los posibles tipos de rellenos se encuentran los rellenos al azar y los estructurados. Los primeros son más económicos y suelen ser de materiales resistentes a la corrosión (metálicos, cerámicos o de plástico). Los segundos tienen mayor eficiencia y capacidad, y presentan menor caída de presión por plato teórico que los empaques al azar.

Por lo tanto, se selecciona para este proceso el relleno estructurado. Con su uso, la columna no sólo presenta menores pérdidas de carga, también presenta una menor altura total, ya que este tipo de dispositivo garantiza que cada paquete de relleno presente una menor altura equivalente de plato teórico (HEPT), respecto a rellenos en orden aleatorio.

Elección del modelo de relleno



Figura 4.7. Relleno estructurado BX, Sulzer.

Se selecciona el relleno de tipo estructurado BX de Sulzer, que se observa en la **figura 4.7**.

Las características destacables de este relleno son:

- ✓ Posee un alto número equivalente de platos teóricos por altura de relleno
- ✓ Baja caída de presión por plato teórico
- ✓ Bajo factor de inundación (F_p) ($1-2.5\sqrt{Pa}$)
- ✓ Baja retención de líquido

Se recomienda su uso para sistemas en los cuales:

- ✓ Elevado número de platos teóricos
- ✓ Se trabaja a bajas presiones, de 1 mbar a presión atmosférica
- ✓ Es necesaria una baja caída de presión entre etapas

Además, es un relleno que se recomienda para la aplicación en el fraccionamiento de alcoholes grasos a escala industrial.

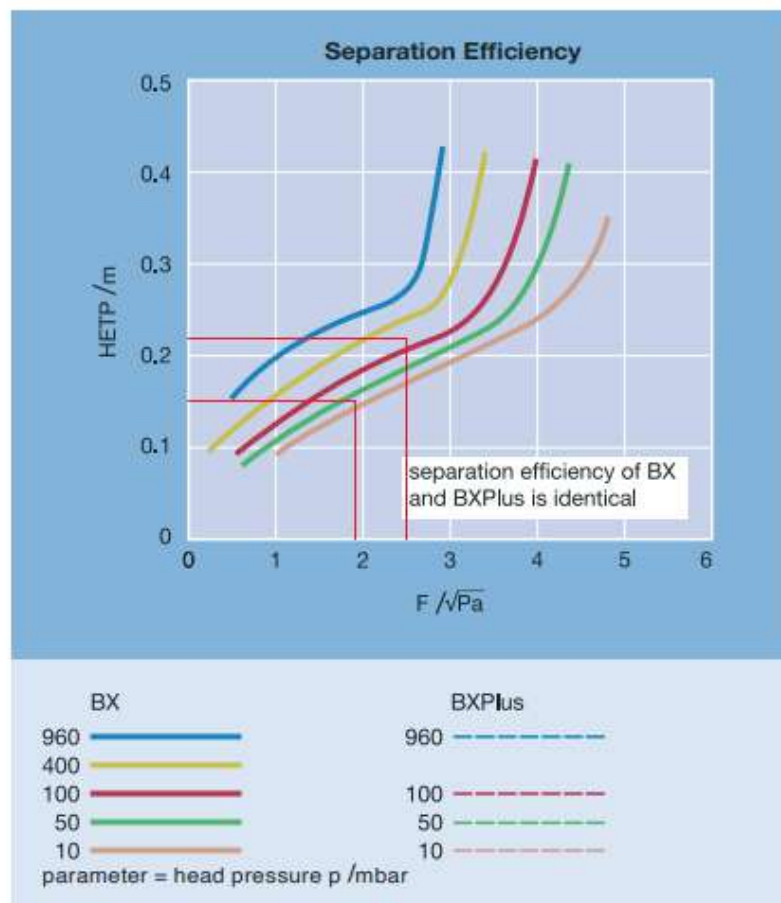


Figura 4.8. Eficiencia de separación para relleno BX y BXPlus, Sulzer.

A partir del factor de inundación de la columna (F) se puede calcular la altura equivalente de plato teórico (HEPT) siguiendo la **figura 4.8**, obtenida del catálogo de rellenos de Sulzer. Las curvas presentan un parámetro que corresponde a la presión del tope de la columna expresada en mbar, como las presiones de las torres no coinciden con una curva puntual de las del catálogo, se interpolan las curvas intermedias correspondientes. El factor de inundación hace referencia al factor de flujo de vapor y se calcula como:

$$F = u_{vg} * \rho_g^{0.5} = [\sqrt{Pa}]$$

Donde:

- ✓ u_{vg} : velocidad del gas (m/s)
- ✓ u_{vg} : Q_g/A_T (Caudal de gas/área transversal de la torre)
- ✓ ρ_g : densidad del gas (kg/m^3)

La altura equivalente HEPT puede tomar valores diferentes en distintas regiones de la columna debido a que varía con la velocidad superficial del gas. Esta depende del caudal de gas a lo largo de la torre, que puede ser localmente diferente en cada región de la misma. Manteniendo el área de la sección transversal de la columna, en las zonas de enriquecimiento y agotamiento, los valores de velocidad superficial pueden no asemejarse. Por lo tanto, el valor de HETP, a igualdad de la sección transversal de la columna, en cada zona es diferente. Por lo tanto, se toman propiedades promedio entre los extremos de la columna, y a partir de ello se calcula un factor de inundación promedio. Los valores de las propiedades, como la densidad y el caudal de gas en cada zona se obtienen mediante el uso del simulador UniSim y se presentan en la **tabla 4.13**. Para poder calcular el factor F, se debe realizar un cálculo iterativo donde se supone un diámetro de columna y se calcula un delta de presión requerido en cada torre.

Tabla 4.13. Propiedades del gas en el tope y en el fondo de las torres de destilación.

		Torre de destilación 1	Torre de destilación 2
Caudal de gas (m ³ /s)	TOPE	2,2814	4,1556
	FONDO	5,7444	6,2361
Densidad del gas (kg/m ³)	TOPE	0,6750	0,1515
	FONDO	1,1900	0,1925
	promedio	0,9325	0,1720

Una vez obtenida la HEPT, se calcula la altura de cada torre con la cantidad de platos teóricos obtenidos, mediante la siguiente expresión:

$$z = HEPT * N^{\circ} \text{ platos teóricos}$$

Luego, se ingresa con el factor F y el parámetro característico en la curva correspondiente de la **figura 4.9** y se lee el valor del $\Delta p/\Delta z$. Con el valor obtenido y el z calculado se obtiene el Δp requerido en cada torre y se compara con el máximo permitido, que corresponde a la diferencia entre la presión en el reboiler y la presión en el condensador. Si no se supera el valor máximo, los valores supuestos de los diámetros en cada torre son correctos y se obtienen finalmente las dimensiones reales de las columnas de destilación. Los resultados obtenidos luego de realizar el cálculo iterativo para el diseño de las torres de destilación se presentan en la **tabla 4.14**.

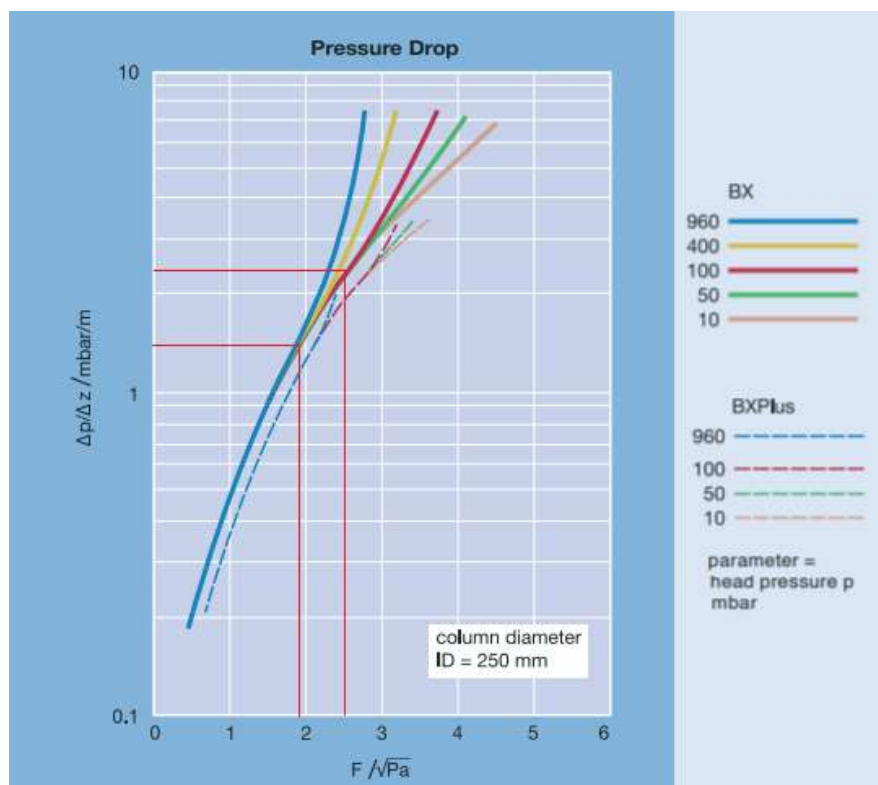


Figura 4.9. Caída de presión para el relleno BX y BXPlus, Sulzer.

Tabla 4.14. Características constructivas de las torres de destilación.

		Torre de destilación 1	Torre de destilación 2
Diámetro torre (m)		1,4000	1,2000
Velocidad gas promedio (m/s)		2,6068	4,5941
Factor de inundación (F)	TOPE	1,2176	1,4302
	FONDO	4,0708	2,4192
	promedio	2,5173	1,9053
HEPT promedio (m)		0,2100	0,1600
Número de platos teóricos		8,0000	16,0000
Altura total torre (m)		1,6800	2,5600
$\Delta P/\Delta z$ promedio (kPa/m)		0,2500	0,1600
ΔP total (kPa)		0,4200	0,4096
Máximo ΔP (kPa)		0,6000	0,6000

4.6. Bibliografía

- ✓ Valiente Barderas, Antonio. (2010) “Destilación instantánea o flash.” Facultad de Química UNAM, C.U.
https://www.academia.edu/6726187/Destilaci%C3%B3n_Flash_Destilaci%C3%B3n_instant%C3%A1nea_o_flash?email_work_card=view-paper
- ✓ Cooney, C. L. (2005). *SOLID LIQUID SEPARATION: CENTRIFUGATION*. MIT Professional Institute.
- ✓ Crown Machinery. (2018). Disc Stack Centrifuge Catalogue.
- ✓ Johansson, J. (2014). *Disc Stack Centrifuges for Processed Water Treatment Applications*. Alfa Laval.
- ✓ Maloney, J. O. (2008). LIQUID-SOLID OPERATIONS AND EQUIPMENT. In *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (8th ed.).
- ✓ Schweitzer, P. A. (1997). *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*. McGraw-Hill.
- ✓ Ludwig, E. 1999. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Volume 1. Gulf Publishing Co.
- ✓ Walas, S. 1990. *Chemical Process Equipment - Selection and Design*, Butterworth-Heinemann.
- ✓ Noguera, Ing. Bulmaro. “La destilación flash.” *Ingeniería Química Reviews*, 4 julio 2020, <https://www.ingenieriaquimicareviews.com/2020/07/destilacion-flash.html#definicion-de-destilacion-flash>. Accessed julio 2021.
- ✓ Raffino, María Estela. “Destilación.” *Concepto.de*, 15 julio 2021, <https://concepto.de/destilacion/>. Accessed julio 2021.
- ✓ “Destilación con vacío.” Busch Vacuum Solutions, <https://www.buschvacuum.com/ar/es/applications/distillation/>.
- ✓ SIHImulti, Type MSC/MSM. (2015) “Modular multistage pumps”. Flowserve HALBERG Pumps.

- ✓ Treybal, R.E. Mass Transfer Operations.(1968). Mc. Graw Hill. Tokio.
- ✓ Diaz Ruiz, Emmanuel. (2013). Trabajo de Investigación. Tianguistenco, México.
<https://1library.co/document/zwowekgy-caracteristicas-tecnicas-bombas-de-desplazamiento-positivo.html>.
- ✓ Montoya Mistretta, Alejandra. (2012). “Diseño de una columna de destilación para recuperación de una sustancia termosensible”. Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, http://opac.pucv.cl/pucv_txt/txt-3000/UCF3374_01.pdf.
- ✓ Balzaretti, Daniel, and EPTA Technology. “CÁLCULO DE LA ALTURA EQUIVALENTE A UN PLATO TEÓRICO, HETP, DE LOS MATERIALES PARA TRANSFERENCIA DE MASA (RELLENOS o PACKING) EN COLUMNAS DE DESTILACIÓN.” VIII Congreso de la AAIQ, 2015.
- ✓ SULZER. Structured Packings. Obtenido de:
<https://www.sulzer.com/en/products/separation-technology/structured-packings>

CAPÍTULO 5

*Equipos auxiliares
e integración
energética*



5.1. Resumen ejecutivo

Uno de los objetivos del presente capítulo es realizar la integración energética de la planta de producción de alcoholes grasos. La integración energética es un método cuya función es hacer uso de la carga energética que posee cada corriente involucrada en el proceso, para que la intercambie con otras. De esta manera, se logra un ahorro de energía y capital, y se promueve la sustentabilidad del proyecto. Se utiliza el método Pinch para optimizar el gasto energético del proceso. Se genera una red de intercambiadores de calor, cuyos datos se presentan en la **tabla 5.1**. Gracias a la integración energética, se genera un ahorro de 832 kW.

Tabla 5.1. Condiciones de intercambiadores de calor.

N° intercambiador	Tipo	Fluido frío	Fluido caliente	Calor intercambiado (kW)	Área (m ²)
1	Integrado	C4	H2	832	146,17
2	Con fluido auxiliar	Agua	H1	433,89	4,05
3	Con fluido auxiliar	Agua	H2	1.307,72	51,47
4	Con fluido auxiliar	Agua	H3	380,28	7,75
5	Con fluido auxiliar	C4	Fluido térmico	36,61	2,63

Por otro lado, la finalidad del capítulo es determinar los equipos auxiliares a utilizar. Los intercambiadores de calor y otros equipos requieren corrientes auxiliares, como agua de enfriamiento y vapor para calentamiento. Para el acondicionamiento del agua auxiliar se utiliza una torre de enfriamiento de tiro inducido a contracorriente modelo MCC-LT-05-18.5 de MESAN USA, con una capacidad de procesamiento de 256 m³/h de agua. Para la generación de vapor se utiliza una caldera pirotubular modelo RL-50/8 de la empresa ATTSU. Asimismo, se selecciona una caldera que opera con fluido térmico DOWTHERM A, modelo FT-2500 de la empresa ATTSU.

Se selecciona el material de las cañerías, acero inoxidable 316 SCH 40, y se determina el diámetro de las mismas en función de la velocidad sugerida del fluido que circula por cada una de ellas. Además, se seleccionan dos válvulas reguladoras de presión: una 1301F y la otra

tipo SR5, ambas de Fischer. Para llevar el hidrógeno a la presión de operación se selecciona un compresor de alta presión de pistón 4VX (RIX Industries).

Para la impulsión de corrientes se seleccionan distintas bombas. Para los fluidos, se diseñan 3 arreglos en serie, utilizando bombas del proveedor Sihimulti (**tabla 5.2**). Para la impulsión de sólidos, es decir la fase slurry que sale de la centrífuga, se selecciona el modelo MN 010-2 de Nova Rotors.

Tabla 5.2. Características de los sistemas de impulsión.

	Arreglo 1	Arreglo 2	Arreglo 3
Modelo - N° unidades en serie	Sihimulti MSC - 4 Sihimulti MSM - 1	Sihimulti MSC - 5 Sihimulti MSL - 1	Sihimulti MSC - 4 Sihimulti MSM - 1
Velocidad de rotación (rpm)	MSC: 2.950 MSM: 3.550	MSC: 2.950 MSL: 1.450	MSC: 2.950 MSM: 3.550
Altura desarrollada total de la serie (m)	4.790	5.530	4.790

Además de las bombas principales necesarias para el proceso, se consideran dos bombas adicionales que son la de circulación de agua de refrigeración y la de fluido térmico, y se estima la potencia necesaria en cada una.

También en el presente capítulo, se diseñan los equipos de intercambio de calor de las torres de destilación, es decir, los rehervidores y condensadores. Dichos resultados se presentan en la **tabla 5.3**.

Tabla 5.3. Condiciones de equipos auxiliares de torres de destilación.

Equipo	Fluido auxiliar	Calor intercambiado (kW)	Área (m ²)
Rehervidor 1	Fluido térmico	1.983,70	23,83
Rehervidor 2	Fluido térmico	444,84	4,19
Condensador 1	Agua	871,17	13,13
Condensador 2	Agua	174,59	2,36

5.2. Integración energética

La integración energética en un proceso puede llevar a una reducción sustancial de los requerimientos de corrientes auxiliares. Fueron años los que se dedicaron a desarrollar métodos de investigación para lograr el diseño eficiente e integrado de redes de intercambiadores de calor para disminuir los gastos de un proceso. Una de las técnicas más exitosas y ampliamente utilizada es la tecnología Pinch, desarrollada por Bodo Linnhoff, et al. Se basa en que, si se esquematiza en un gráfico las temperaturas involucradas en un sistema en función del calor transferido, entre las curvas se genera un “pinch” (pellizco en inglés). Se puede observar en la **figura 5.3**, y se denomina curva compuesta. El punto Pinch representa un quiebre en el comportamiento termodinámico del sistema. El acercamiento mínimo de temperaturas es la mínima diferencia permitida (ΔT_{min}) en los perfiles de las corrientes para el intercambiador, dicho punto es llamado Pinch. Para generar el mínimo requerimiento energético y consumo de servicios auxiliares, no se debe transferir calor a través del punto Pinch.

5.2.1. Principios de diseño PINCH

El análisis PINCH conlleva un análisis termodinámico de las corrientes involucradas en un proceso, con la ayuda de la Primera y Segunda Ley de la termodinámica. Con la Primera Ley se calculan los cambios de entalpía en las corrientes que pasan por los intercambiadores, mientras que con la Segunda se determina la dirección del flujo de calor, siempre de caliente a frío. El objetivo del diseño PINCH es optimizar el gasto energético de un proceso, aprovechando la carga energética de las corrientes a partir del diseño de una red de intercambiadores de calor. Este diseño no genera solamente un ahorro energético, sino también un ahorro de capital por disminuir los requerimientos operativos de la planta. Además, dicho ahorro energético promueve la sustentabilidad del proceso, ya que se optimiza el consumo de recursos.

En el análisis PINCH se define como corriente a cualquiera que requiera ser calentada o enfriada, pero cuya composición se mantenga constante. Se conoce como corriente fría a aquella en la que su temperatura requerida final es mayor que la inicial, es decir, que se calienta. Y se denomina corriente caliente a aquella cuya temperatura final es menor que la de inicio, es decir, que sufre enfriamiento. El fluido que ingresa al sistema de reacción no se clasifica como corriente, debido a que cambia su composición. Podría llegar a integrarse energéticamente el calor liberado por el sistema de reacción global. Sin embargo, como el diseño del reactor es adiabático, se considera que no se pierde calor a los alrededores, por lo que para el diseño elegido no tendría correlación consumir dicha energía.

5.2.2. Esquema total de la planta

En la **figura 5.1** se presenta el esquema total de la planta, junto con los nombres de las corrientes y equipos que se utilizarán a lo largo de todo el capítulo. Cabe aclarar que las torres de destilación consideran los condensadores y rehervidores correspondientes, pero no se muestran en el esquema.

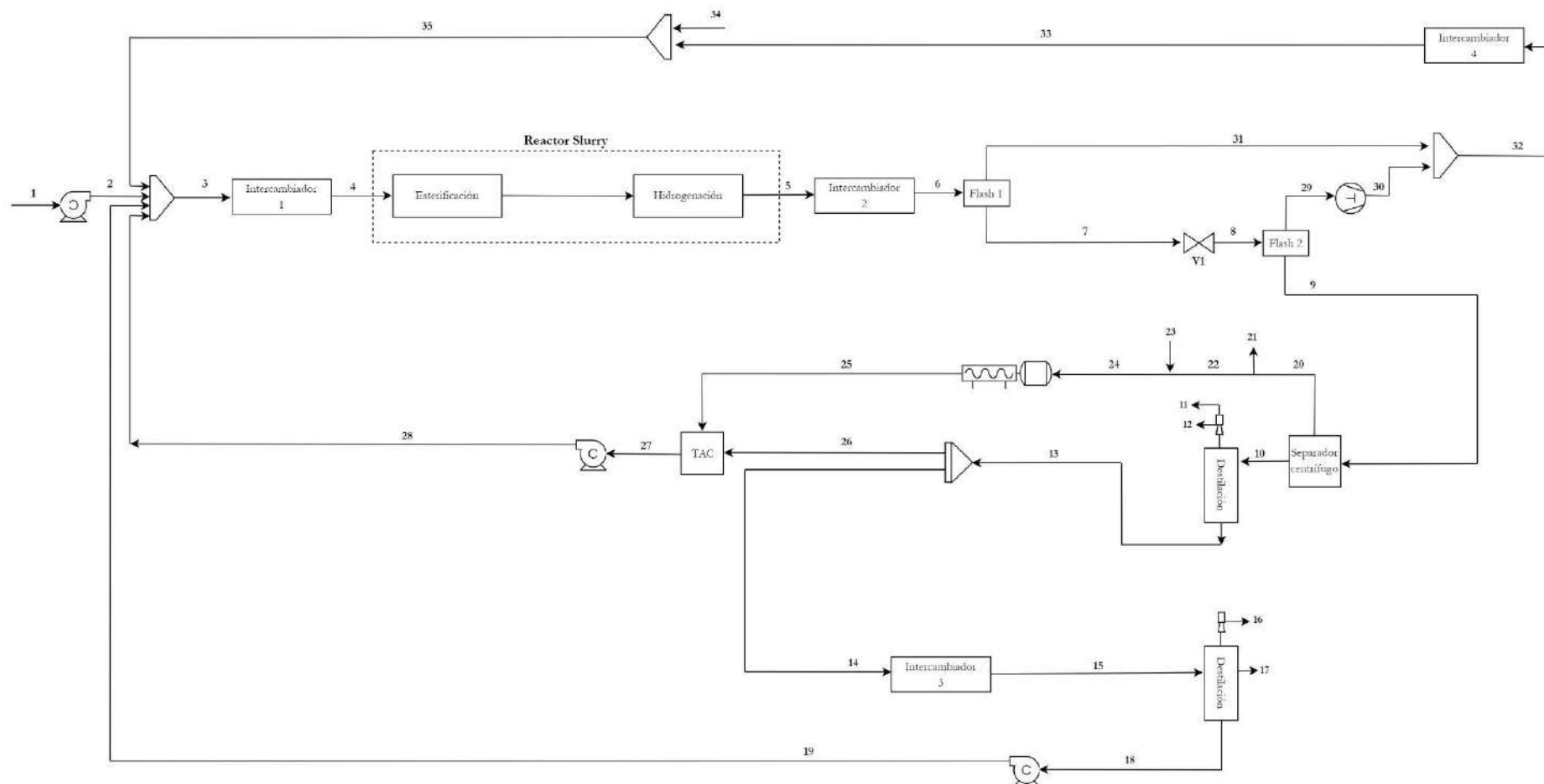


Figura 5.1. Esquema total de la planta.

5.2.3. Construcción de curvas compuestas

Las gráficas de temperatura vs. entalpía, conocidas como curvas compuestas, se usan para establecer los objetivos energéticos, donde se muestra la disponibilidad de calor (curva compuesta caliente) y la demanda del calor en el proceso (curva compuesta fría). En general, cualquier corriente con una capacidad calorífica constante se representa mediante una línea recta que va desde la temperatura de entrada hasta la de salida. La pendiente de esta línea se determina por el cambio de temperatura y de entalpía. Es importante identificar que para que exista intercambio de calor, la curva compuesta caliente tiene que estar siempre por encima de la curva compuesta fría como se observa en la **figura 5.3**.

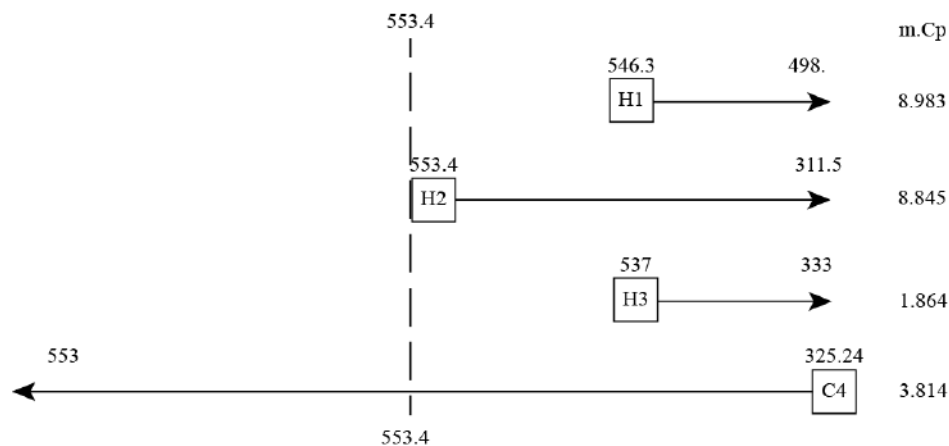
En la **tabla 5.4**, se presentan los datos de las corrientes de la planta que se utilizaron para armar las curvas compuestas y realizar el análisis Pinch. Cada corriente tiene una temperatura inicial T_1 y se debe enfriar o calentar a su temperatura objetivo T_2 . La capacidad calorífica de cada corriente se muestra como mCP . Se considera que las corrientes presentan capacidad calorífica constante y no hay cambio de fase. Cuando se analiza la proporción de las fases vapor y líquido de las corrientes involucradas en el proceso, observando los datos proporcionados por el simulador UniSim, se puede notar que aunque no se mantienen constantes, el cambio es leve. Por lo tanto, para llevar a cabo el análisis Pinch, esta diferencia se desprecia y se trabaja con corrientes sin cambios de fase. Por otro lado, para simplificar la identificación de las corrientes, se le asigna como notación a las corrientes calientes la letra H (hot), mientras que a las corrientes frías la letra C (cold).

Cabe destacar que no se consideran los rehervidores y los condensadores de las torres de destilación en la integración energética. Debido a que el funcionamiento óptimo de las torres de destilación determina la pureza del producto final, se decide mantener estos equipos al margen de la red de intercambiadores, con el fin de ser más rigurosos en el control de las condiciones de operación. Su integración energética podría llegar a generar desviaciones en la calidad del producto final. Para controlar de forma eficiente las condiciones de operación de las torres se prefiere utilizar corrientes auxiliares en los rehervidores y condensadores.

Tabla 5.4. Corrientes de proceso de la planta.

N° corrientes (figura 5.1)	Corriente	Clasificación	T1 (°C)	T1 (K)	T2 (°C)	T2 (K)	mCp (kW/°C)	ΔH (kW)
3 - 4	H1	Caliente	273,3	546,30	225,00	498,00	8,983	433,89
5 - 6	H2	Caliente	280,4	553,40	38,50	311,50	8,845	2139,72
14 - 15	H3	Caliente	264	537,00	60,00	333,00	1,864	380,28
32 - 33	C4	Fría	52,24	325,24	280,00	553,00	3,814	868,61

Además, se pueden representar los datos de las corrientes en el diagrama tipo red (figura 5.2). En este diagrama se representan las corrientes con una flecha. Las corrientes frías apuntan hacia la izquierda, mientras que las corrientes calientes hacia la derecha. El número que se representa en el inicio de la flecha y por encima del cuadrado, que designa el nombre de la corriente, es la temperatura inicial (en K). El número indicado sobre el final de la flecha representa la temperatura objetivo (en K). La línea punteada del centro es el punto Pinch.

**Figura 5.2.** Diagrama en red de las corrientes del proceso.

Para la elección del ΔT_{min} se debe tener en cuenta que si dicho valor se aproxima al cero, no existe prácticamente fuerza impulsora para la transferencia de calor en el proceso. Esto requeriría un área de transferencia infinita, lo cual es imposible de lograr en la práctica. Un equipo de grandes dimensiones se traduce en costos fijos elevados. Mientras más grande

es el ΔT_{min} entre las curvas, el costo fijo disminuye como resultado de que se incrementan las diferencias de temperaturas, disminuyendo el área de transferencia. Sin embargo, el costo de energía y la cantidad de servicios aumenta a medida que el ΔT_{min} crece, porque el calor recuperado disminuye ya que las curvas compuestas se superponen menos, mientras que los calores de enfriamiento y calentamiento aumentan. Por lo tanto, el valor de ΔT_{min} óptimo surge de una compensación entre costos fijos y de operación. Debido a que no se tienen estos últimos, se recomienda tomar para la mayoría de los casos un valor de 10°C .

Las curvas compuestas se obtienen al ingresar los datos de la **tabla 5.4** y el ΔT_{min} en el programa Hint. El mismo es un software que permite el diseño de redes de intercambiadores de calor, a partir de la integración energética por el método Pinch. La ventaja de esta interfaz es que simplifica notablemente los cálculos a llevar a cabo en el método Pinch. En la **figura 5.3** se observan las curvas compuestas obtenidas.

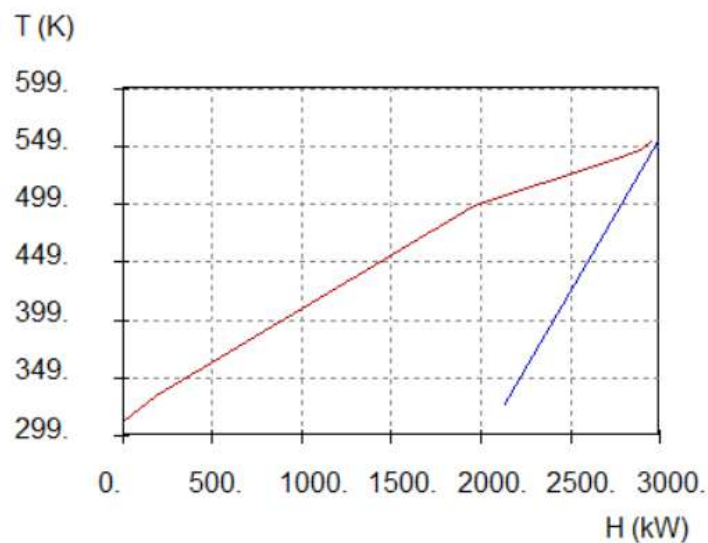


Figura 5.3. Curvas compuestas.

Del gráfico de la **figura 5.3** se observa que el punto Pinch se encuentra en una temperatura de $553,4\text{ K}$ ($280,4^{\circ}\text{C}$). El objetivo es aprovechar las corrientes calientes y frías de la planta para reducir el uso de corrientes auxiliares. Por encima del Pinch el proceso está en equilibrio con la mínima cantidad de servicios auxiliares calientes. Mientras que, si está por

debajo del Pinch, el proceso se encuentra en equilibrio con la mínima cantidad de servicios auxiliares fríos.

Existen reglas básicas para un buen diseño de redes de intercambio de calor y conseguir el menor consumo de energía teóricamente posible:

- ❖ *No debe existir enfriamiento externo arriba del Pinch:* las corrientes calientes transfieren su energía a las corrientes frías, por lo que sólo se requiere calentamiento externo. La región por encima del Pinch es un sumidero de calor.
- ❖ *No debe existir calentamiento externo abajo del Pinch:* análogamente, debajo del Pinch sólo es necesario enfriamiento externo. La zona por debajo del punto Pinch es una fuente de calor.
- ❖ *No debe existir transferencia de calor a través del Pinch.*

A modo resumen, la **figura 5.4** muestra una representación gráfica de las reglas a cumplir en el diseño. El incumplimiento de alguna de estas reglas resulta en un requerimiento de mayor energía que el mínimo requerido.

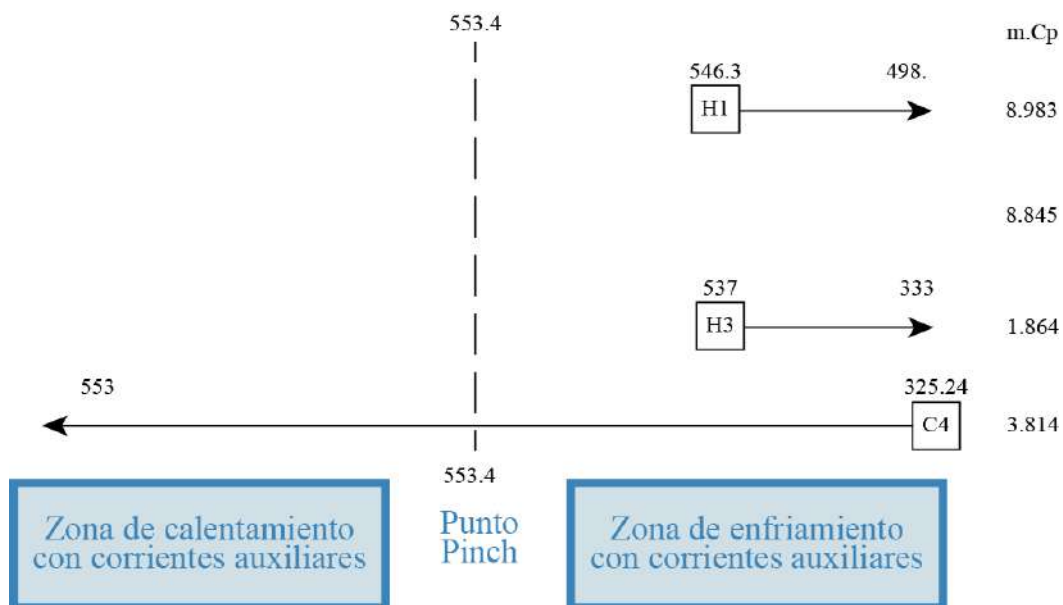


Figura 5.4. Diagrama en red de corrientes con las zonas de enfriamiento y calentamiento permitidas.

A partir del método Pinch se pueden obtener los requisitos mínimos para el proceso. Este determina: la cantidad mínima de intercambiadores, el requerimiento mínimo de

calentamiento, y el requerimiento mínimo de enfriamiento. Es decir, un diseño ideal involucraría esas cantidades, siendo posible desviarse de esa idealidad y realizar un diseño con mayores gastos energéticos y número de equipos. Los requisitos mínimos para llevar a cabo la operación figuran en la **tabla 5.5**.

Tabla 5.5. Requisitos mínimos de la operación.

Número de intercambiadores	5
Enfriamiento (kW)	2.121,89
Calentamiento (kW)	36,61

5.2.4. Diseño de red de intercambiadores

Con los resultados obtenidos de requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento se puede determinar que el mínimo número de intercambiadores necesario es cinco. Con el número de intercambiadores mínimo obtenido, y a partir del método de diseño Pinch, se diseña la red de intercambiadores.

Para el diseño de la red se estudia qué corrientes pueden acoplarse entre sí para el aprovechamiento energético. Una vez acopladas todas las corrientes del proceso, aquellas corrientes que no lograron alcanzar la temperatura de salida se les debe suministrar energía mediante servicios auxiliares. Existen reglas que se deben cumplir para los acoplamientos entre las corrientes, que establecen:

- ✓ Arriba del Pinch:

$$m_H * Cp_H \leq m_C * Cp_C$$

$$\text{número de corrientes calientes} \leq \text{número de corrientes frías}$$

- ✓ Abajo del Pinch:

$$m_H * Cp_H \geq m_C * Cp_C$$

$$\text{número de corrientes calientes} \geq \text{número de corrientes frías}$$

Donde:

- ✓ H: referencia a la corriente caliente (Hot)
- ✓ C: referencia a la corriente fría (Cold)

Teniendo en cuenta esta regla y a partir del uso del programa Online Pinch Analysis Tool se acoplan las corrientes presentes en la **tabla 5.6**.

Tabla 5.6. Combinaciones de corrientes seleccionadas por debajo del punto pinch.

Combinaciones de corrientes posibles	
Fría	Caliente
C4	H2

En la **figura 5.5** se muestra la representación gráfica de las corrientes y los acoplamientos en el intercambiador de calor.

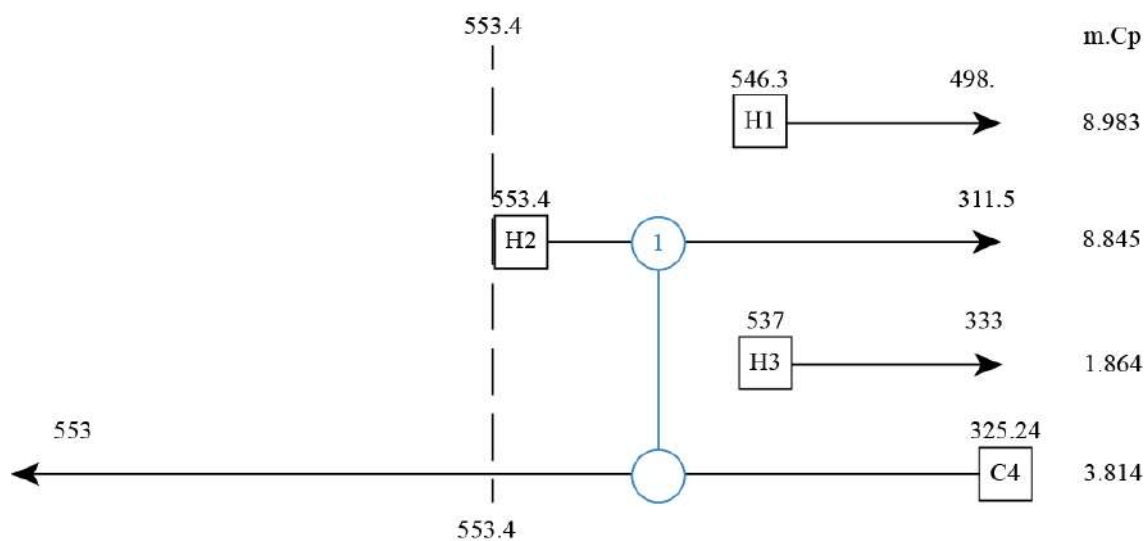


Figura 5.5. Diagrama en red de corrientes, con el intercambiador de calor involucrado en la integración energética.

En el diagrama en red de la **figura 5.5** se representa el intercambiador de calor como una línea con un círculo en cada extremo (en azul), que une las corrientes del proceso a interconectar. Además, a continuación se presenta el diagrama del intercambiador de calor, incluyendo las temperaturas de ingreso y egreso, y el calor intercambiado.

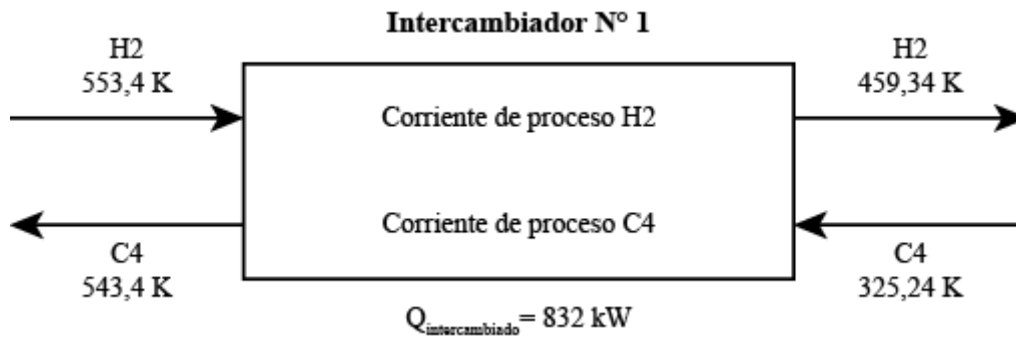


Figura 5.6. Representación del intercambiador de calor de la integración energética.

A partir de esta disposición, se puede observar en la **figura 5.6** que aunque haya un intercambio de calor entre las corrientes, no alcanzan su temperatura objetivo. Por lo tanto a estas corrientes, así como al resto que no se lograron integrar energéticamente, se les debe suministrar energía con corrientes auxiliares.

5.2.5. Intercambiadores de calor con suministro auxiliar

Con el fin de llegar a las temperaturas finales de todas las corrientes, debido a que hay corrientes que no alcanzaron su temperatura objetivo, se les debe suministrar o extraer energía con corrientes auxiliares.

Se opta por utilizar agua para el enfriamiento de las corrientes calientes, debido a las siguientes razones:

- ✓ Es un fluido ecológico, que no presenta riesgos de daño ambiental.
- ✓ Es un fluido económico y accesible.
- ✓ Es un fluido seguro, no hay riesgos frente a un derrame accidental o fuga, comparado a otros fluidos refrigerantes industriales.
- ✓ Es un fluido flexible en cuanto al diseño. Su posterior acondicionamiento se puede realizar, por ejemplo, en torres de enfriamiento de agua. Estos equipos son más económicos que los sistemas de refrigeración industriales, y utilizan como fluido de enfriamiento al aire ambiental (evitando un costo extra de fluido auxiliar).

Para el calentamiento de las corrientes se utiliza un fluido térmico. Las razones que sustentan la utilización de este tipo de fluido como corriente auxiliar son:

- ✓ Los sistemas de fluido térmico son de gran eficiencia debido a la uniformidad de la temperatura durante todo el proceso productivo.
- ✓ Larga vida útil del fluido.
- ✓ Mejora la transferencia de calor.
- ✓ Presión de funcionamiento baja.
- ✓ Amplio rango de temperatura de funcionamiento.

En la **tabla 5.7** se muestra un resumen de los calores auxiliares necesarios de cada corriente a intercambiar, y las temperaturas iniciales y objetivo de cada corriente.

Tabla 5.7. Requerimientos para las corrientes auxiliares.

Corriente	Temperatura de ingreso (K)	Temperatura objetivo (K)	Calor (kW)	Requisito	Fluido auxiliar
H1	546,30	498,00	433,89	Enfriamiento	Agua
H2	459,34	311,50	1307,72	Enfriamiento	Agua
H3	537,00	333,00	380,28	Enfriamiento	Agua
C4	543,40	553,00	36,61	Calentamiento	Fluido térmico

A partir de los datos de la **tabla 5.7**, y utilizando los datos de calor específico, temperatura de entrada, y temperatura de salida para el agua de enfriamiento (**tabla 5.8**), se calcula el caudal necesario del fluido auxiliar. Cabe destacar que la selección de las temperaturas de entrada y salida del agua es a partir de las condiciones de la torre de enfriamiento de agua. Se aborda sobre este tema en la **sección 5.3.2.2.3**. Para calcular el caudal, se realiza el siguiente balance energético:

$$Q_{\text{enfriamiento requerido}} = Q_{\text{entregado}}$$

$$Q_{\text{enfriamiento requerido}} = W_{\text{agua}} * C_{p_{\text{agua, prom}}} * (T_{\text{salida, agua}} - T_{\text{entrada, agua}})$$

Tabla 5.8. Propiedades y condiciones del agua de enfriamiento.

	(°C)	(K)	C _p (kJ/kg·K)
T1	28,5	301,5	4,179
T2	40	313	

Los intercambiadores de calor para enfriamiento de corrientes de proceso se presentan en la **figura 5.7**, y el consumo de caudal de fluido refrigerante en la **tabla 5.9**.

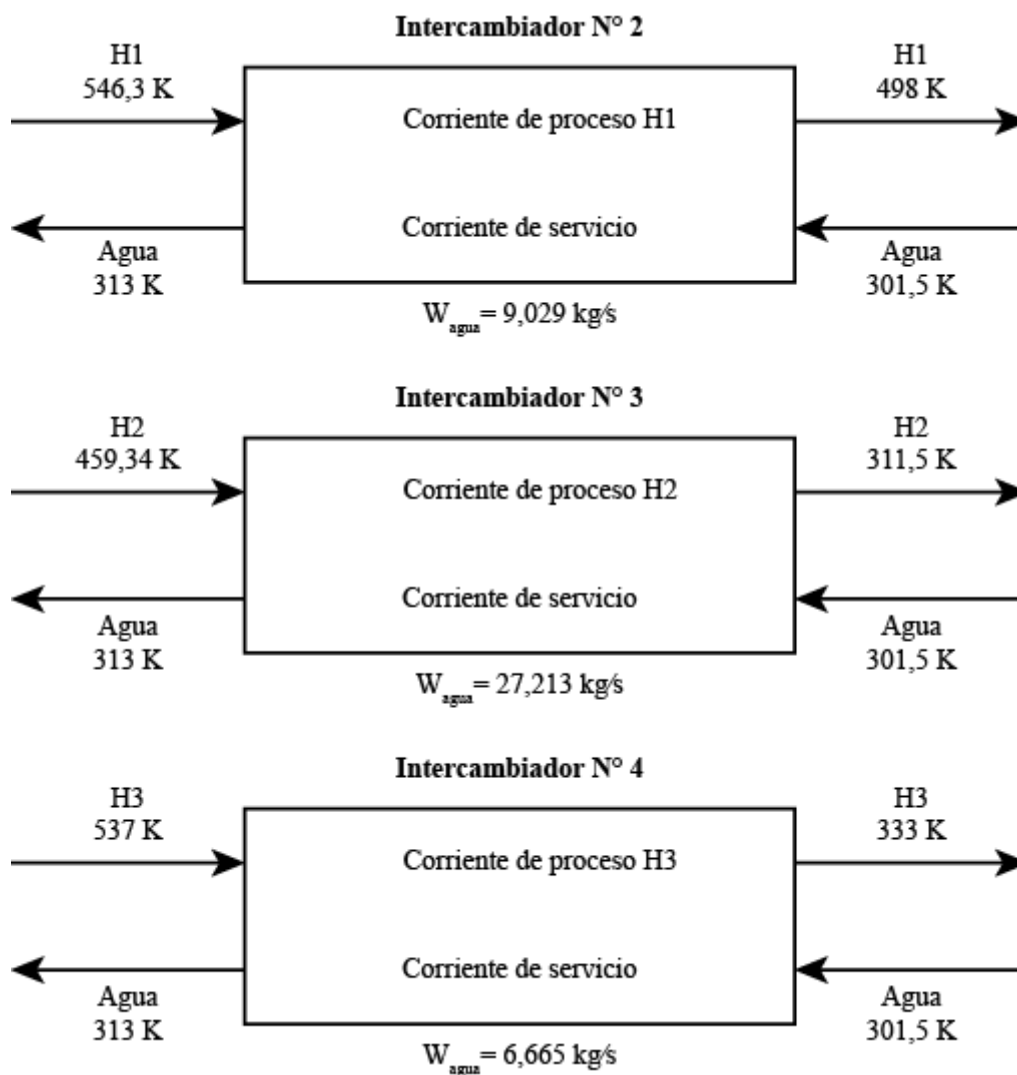
**Figura 5.7.** Intercambiadores de calor con corriente de servicio de enfriamiento.

Tabla 5.9. Requerimientos del agua de enfriamiento.

	Intercambiador 2	Intercambiador 3	Intercambiador 4
Caudal de agua	9,029	27,213	6,665
Caudal de agua total (kg/s)	42,906		
Caudal de agua total (m ³ /h)	154,463		

A continuación, se calcula el caudal necesario de fluido térmico proveniente de la caldera para calentar la corriente de servicio. Las características de la misma se abordan en la **sección 5.3.2.2.4.1**. Para el cálculo de caudal se realiza el siguiente balance:

$$Q_{\text{calentamiento requerido}} = W * C_p * \Delta T |_{\text{fluido térmico}}$$

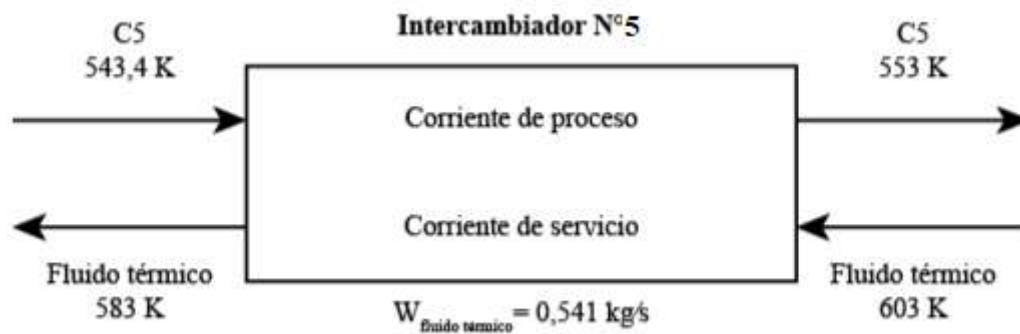


Figura 5.8. Intercambiador de calor con corriente de servicio de calefacción.

5.2.6. Cálculo del área de los intercambiadores

Existen dos maneras de realizar la circulación de los fluidos en los intercambiadores de calor:

- ✓ Disposición en corrientes paralelas: ambos fluidos ingresan al equipo por el mismo extremo y recorren el intercambiador en el mismo sentido.
- ✓ Disposición en contracorriente: las corrientes recorren en sentido contrario el equipo.

Como en la disposición en corrientes paralelas no es posible enfriar el fluido caliente por debajo de la temperatura de salida del frío, no resulta conveniente esta disposición. Es por eso que se decide seleccionar una disposición en contracorriente, ya que permite enfriar el fluido caliente por debajo de la temperatura de salida del frío y de esta manera el equipo resulta más eficiente, y se aprovecha en mayor medida la carga energética de las corrientes, que es el objetivo de la integración.

A partir de la ecuación de diseño de un intercambiador de calor:

$$Q = U * A * \Delta T_{ML} \quad \text{Ecuación 5.1}$$

Donde

- ✓ Q : calor intercambiado
- ✓ ΔT_{ML} : diferencia de temperatura media logarítmica
- ✓ A : área de intercambio de calor
- ✓ U : coeficiente global de transferencia de calor

Esta ecuación permite calcular el área de equipo necesaria para lograr la transferencia de calor Q entre dos corrientes cuya diferencia de temperatura es ΔT_{ML} . Para ello se estima el valor de U de bibliografía y el ΔT_{ML} se calcula con las temperaturas de entrada y salida de los fluidos calientes y fríos.

Primero se debe estimar un valor adecuado del coeficiente de transferencia de calor global U . Para el intercambiador 1, la corriente fría está compuesta en su totalidad por hidrógeno, y se estima su coeficiente pelicular a partir de los valores sugeridos en Intercambiadores de calor - Eduardo Cao (**figura 5.9**). Se decide utilizar el valor medio del rango que refiere a gases, que corresponde a $132,5 \frac{W}{m^2 * K}$. Mientras que, para la corriente caliente, la cual está formada por una mezcla de sustancias orgánicas, se estima su coeficiente pelicular de la **figura 5.9**, tomando el valor medio del rango que refiere a solventes orgánicos, el cual corresponde a $1.175 \frac{W}{m^2 * K}$.

Coeficientes de película aproximados h_i ó h_o ($J/s\ m^2\ K$)					
Sin cambio de fase		Evaporación		Condensación	
agua	1500-11000	agua	4500-11000	vapor de agua	5500-17000
gases	15-250	solv. org.	500-1500	solv. orgánicos	800-2800
solv. organ.	350-2000	ac. livianos	850-1700	aceites livianos	1100-2200
aceites	60-700	ac. pesados	60-250	ac. pesados (vacío)	110-250
		amoníaco	1000-2000	amoníaco	2500-5000

Figura 5.9. Coeficientes peliculares de transferencia de calor. (Eduardo Cao,1983).

Luego, para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor se necesita conocer el coeficiente pelicular interno referido al área externa (h_{io}), que se obtiene de la siguiente expresión:

$$h_{io} = h_i * \frac{D_i}{D_o}$$

Donde

- ✓ h_o : coeficiente pelicular interno
- ✓ D_o : diámetro interno del tubo
- ✓ D_i : diámetro externo del tubo

Debido a que no se conocen los diámetros internos y externos de los tubos a utilizar en el intercambiador de calor, y los espesores de tubos suelen ser bajos, se considera que h_{io} se puede aproximar a h_i . Por lo tanto, el coeficiente global de transferencia de calor se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}} \simeq \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}$$

$$U = 119,07 \frac{W}{m^2 * K}$$

Para los intercambiadores 2, 3 y 4, como las tres mezclas resultan ser similares, observando la **figura 5.10** obtenida de Intercambiadores de calor - Eduardo Cao, se estima directamente el valor del coeficiente global U . Se utiliza para el fluido caliente el valor de

“solventes orgánicos”, para el frío “agua”, y se decide utilizar el valor medio de cada rango respectivamente.

INTERCAMBIADORES		
Fluido caliente	Fluido frío	U (J/ s m ² K)
Agua	agua	800-1600
Solventes orgánicos	agua	250-750
Gases	agua	15-250
Aceites livianos	agua	350-900
Aceites pesados	agua	60-250
Solventes orgánicos	aceites livianos	120-400
Agua	salmuera	600-1200
Solventes orgánicos	salmuera	150-500
Gases	salmuera	15-250
Solventes orgánicos	solventes orgánicos	120-350
Aceites pesados	aceites pesados	45-250

Figura 5.10. Tabla de valores genéricos de coeficiente global de transferencia de calor para intercambiadores (Eduardo Cao).

Para el caso del intercambiador número 5, se obtiene de la **figura 5.11** el valor del coeficiente pelicular de transferencia de calor del fluido térmico de la corriente caliente. Al desconocerse las características constructivas del equipo, se selecciona como criterio una velocidad recomendada de 2 m/s del fluido dentro de los tubos. Con respecto a la velocidad de flujo se elige el mayor flujo, que corresponde con el menor coeficiente pelicular. De esta manera, en caso de ser menor el flujo volumétrico, el coeficiente será mayor. Así, se trabaja con un caso crítico, con el fin de no sobreestimar la transferencia de calor, y alcanzar el intercambio de calor necesario. Las propiedades del fluido térmico se presentan en la **tabla 5.10**.

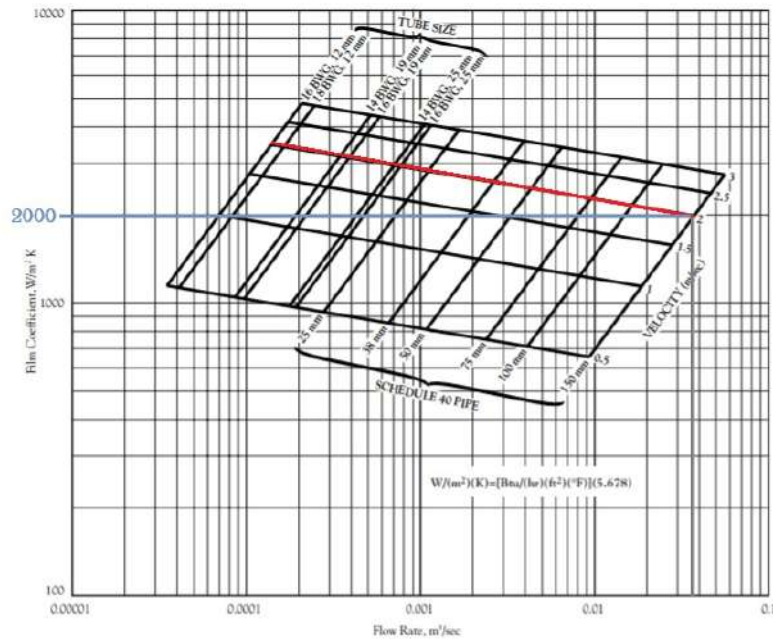


Figura 5.11. Coeficiente pelicular de transferencia de calor para DOWTHERM A.

Tabla 5.10. Propiedades del fluido térmico DOWTHERM A.

Fluido térmico DOWTHERM A	
Cp (kJ/kg*K)	2,7052
ho (W/m ² *K)	2.000

La corriente fría está compuesta en su totalidad por hidrógeno, y se estima su coeficiente pelicular a partir de los sugeridos en Intercambiadores de calor - Eduardo Cao (**figura 5.9**). Se decide utilizar el valor medio del rango que refiere a gases, el cual corresponde a $132,5 \frac{W}{m^2 \cdot K}$. Luego, para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor se necesita conocer el coeficiente pelicular interno referido al área externa (hio), al igual que para el intercambiador 1 se considera que hio se puede aproximar como hi. Por lo tanto, el coeficiente global de transferencia de calor se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}} \simeq \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}$$

$$U = 124,27 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Finalmente, se presentan los resultados obtenidos de las áreas requeridas para cada intercambiador en la **tabla 5.11**.

Tabla 5.11. Características de los intercambiadores de calor.

	U (W/m ² K)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	t ₁ (K)	t ₂ (K)	ΔT _{ML}	Área necesaria (m ²)
Intercambiador 1	119,07	553,4	459,34	325,24	543,4	47,80	146,17
Intercambiador 2	500	546,3	498	301,5	313	214,37	4,05
Intercambiador 3	500	459,34	311,5	301,5	313	51,81	51,47
Intercambiador 4	500	537	333	301,5	313	98,13	7,75
Intercambiador 5	124,27	673	648	543,4	553	112,12	2,63

5.2.7. Beneficios de la integración energética

El objetivo de la integración energética es lograr un ahorro en el consumo de energía, aprovechando la carga energética que traen las corrientes. El ahorro energético logrado por la red de intercambiadores diseñada se presenta en la **tabla 5.12**. Se considera un ahorro, ya que si no se hubiese diseñado la red de intercambiadores, ese calor debería ser suministrado por corrientes auxiliares, llevando a un mayor consumo energético y gasto de capital.

Tabla 5.12. Calor involucrado en la integración energética.

Intercambiador	Calor intercambiado = calor ahorrado (kW)
1	832

5.3. Definición y selección de equipos auxiliares

El diseño de los sistemas auxiliares del proceso suele ser la última fase del diseño del mismo y es crítico para el éxito comercial de dicho proceso. El fin de los sistemas auxiliares es llevar las corrientes a las condiciones de operación, e impulsarlas o transportarlas a los equipos principales. Su correcta selección es crucial para llevar adelante el proceso.

5.3.1. Operabilidad de la planta

Es muy importante analizar esta característica en el diseño de los equipos auxiliares. La misma puede verse disminuida por varios factores, entre ellos:

- ❖ Tiempo en que la planta debe parar para el mantenimiento de los sistemas auxiliares y/o equipos de proceso.
- ❖ Emergencias por fallos de la corriente eléctrica, equipos, entre otros.
- ❖ Cuando se produce una saturación de la capacidad de almacenamiento y se debe parar la producción.

5.3.2. Diseño mínimo adecuado

Se busca minimizar la cantidad de equipos auxiliares para poder disminuir la inversión fija. Además, a la hora de diseñar los sistemas auxiliares hay que tener en cuenta las condiciones de la planta industrial completa para evitar su sobredimensionamiento, ni sobreestimar los costos fijos.

5.3.2.1. Transporte de materiales

Para llevar adelante el proceso químico, es necesario transportar los fluidos de un sistema a otro. La manera en la que se lleva adelante dicho transporte depende del estado de las sustancias: sólidas, líquidas o gaseosas. Se puede operar de forma manual o mecánica. Esto influye directamente en el costo de la operación, y en el trabajo a realizar. Además, hay factores a tener en cuenta que influyen directamente en el método de transporte a utilizar. Entre ellos se destacan:

- ✓ Naturaleza química del material a manejar
- ✓ Naturaleza física del material a manejar
- ✓ Carácter del movimiento a efectuar (horizontal, vertical o combinación)
- ✓ Distancia a recorrer (del material)
- ✓ Cantidad de material (peso, n° de piezas, volumen) a mover por unidad de tiempo
- ✓ Naturaleza de la alimentación del equipo de manejo

- ✓ Naturaleza de la descarga
- ✓ Naturaleza del flujo (continuo o intermitente)

5.3.2.1.1. Transporte de Sólidos

En la planta en cuestión se debe manipular y trasladar catalizador de cromito de cobre para cumplir con las condiciones requeridas en el reactor y lograr que ocurran las reacciones de hidrogenación. El catalizador, a medida que va avanzando la reacción, va perdiendo actividad y, por lo tanto, debe regenerarse. Para lograrlo se reemplaza una fracción de corriente de catalizador por catalizador fresco, y se mezcla con la corriente que contiene usado para intentar mantener la fracción de activación constante.

Se debe trasladar la corriente slurry de egreso del separador centrífugo al mezclador TAC. La corriente está compuesta principalmente por sólidos y, además, es probable que contenga una fracción de alcohol graso. Por ser el catalizador prácticamente polvo, y estar mezclado con alcohol graso, la corriente a transportar se aproxima a una pasta o un barro.

Bomba de cavidad progresiva

Las bombas de cavidad progresiva pertenecen a la familia de bombas de desplazamiento positivo. El principio de funcionamiento consiste en un rotor helicoidal que gira dentro de un estator de goma, también helicoidal pero desfasado en un ángulo de 180° (**figura 5.12**). De esta manera, se forman cavidades entre las 2 piezas que progresan a lo largo del eje, sin cambiar de volumen ni de forma. Estas bombas se usan comúnmente para mover materiales viscosos.

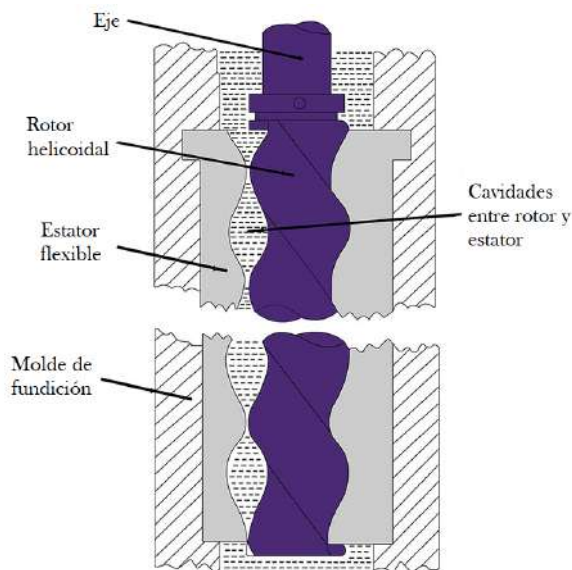


Figura 5.12. Esquema de bomba de cavidad progresiva.

Para llevar adelante el transporte de la fase slurry, conformada principalmente por catalizador, se selecciona una bomba de cavidad progresiva serie MN de Nova Rotors (**figura 5.13**). El diseño de esta bomba de cavidad progresiva permite trabajar con fluidos densos y viscosos, con alta fracción de sólidos, y a bajos caudales. La bomba está disponible en varios materiales, se selecciona acero inoxidable 304.



Figura 5.13. Bomba de cavidad progresiva, serie MN 010-2, Nova Rotors.

La serie cuenta con modelos de distintas capacidades de flujo a impulsar, desde menos de 50 ml/min hasta 50 l/min, cuya recta de operación a 1 bar se presenta en la **figura 5.14**.

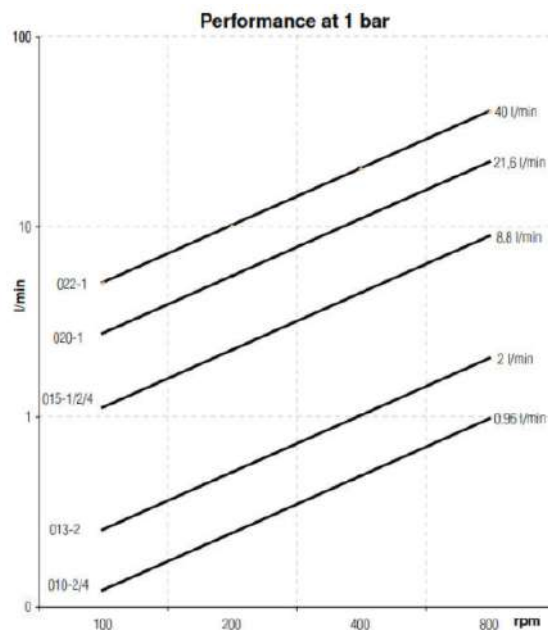


Figura 5.14. Curva de la bomba MN, para distintas capacidades (Nova Rotors).

El modelo se selecciona según el flujo máximo a tratar. Asimismo, dentro de un mismo modelo se puede trabajar con distintos volúmenes. El flujo volumétrico que entrega una bomba de desplazamiento positivo depende de la velocidad de rotación del motor. Modificando las revoluciones por minuto del motor, se puede variar el flujo que provee la bomba. Esto se ve representado en la **figura 5.14**. Las condiciones de la corriente a impulsar figuran en la **tabla 5.13**. Cabe aclarar que el flujo volumétrico aclarado en la tabla corresponde únicamente a la fase sólida. Se desconoce la proporción de alcohol graso que compone la corriente. Sin embargo, se selecciona una bomba con capacidad de procesar mayor caudal, de esta manera se contempla el aumento en el flujo volumétrico dado por el recubrimiento de alcohol graso sobre el catalizador.

Tabla 5.13. Propiedades de la corriente slurry a impulsar.

Corriente	Composición	Flujo volumétrico (m ³ /h)	Flujo volumétrico (l/min)	Presión (bar)
N° 24	Catalizador (forma de pasta)	0,05	0,83	0,2

Observando las condiciones de la corriente y las curvas de operación de la bomba, es notable que con el modelo MN 010-2/4 se alcanza el flujo volumétrico por minuto necesario. Aunque la curva presente en bibliografía muestra el desempeño de la bomba a una presión de 1 bar, no se encuentran curvas para menores presiones. A una mayor presión se espera que la recta de caudal vs velocidad de rotación se desplace hacia arriba. Es decir, que para alcanzar un mismo caudal se necesitan menores revoluciones por minuto. Sin embargo, la variación en la presión no es significativa, y se sigue considerando como adecuado para el proceso al modelo mencionado. Se podrían llegar a solicitar al fabricante curvas con la presión deseada, para analizar la velocidad con la que hay que operar el motor.

Tabla 5.14. Características de la bomba MN 010-2/4, Nova Rotors.

Fabricante	Nova Rotors
Tipo de bomba	Desplazamiento positivo, de cavidad progresiva
Caudal de operación	Hasta 1,2 l/min
Presión máxima	12 bar
Material (rotor, cuerpo)	Acero inoxidable 304
Características del motor	230 V Trifásico 50-60 hz
Viscosidad máxima	1.000.000 cp

5.3.2.1.2. Transporte de Fluidos

Se conoce como transporte de fluidos al movimiento continuo forzado de líquidos o gases a través de conducciones fijas que forman un circuito de fluidos e involucra algunos elementos funcionales como: bombas o compresores, válvulas, tuberías, sistemas de vacío, entre otras.

El desplazamiento de fluidos, líquidos o gases (en ocasiones incluso con sólidos en suspensión) se desarrolla normalmente en sistemas de flujo, más o menos largos y complejos que implican conducciones rectas, generalmente cilíndricas de diámetros variados, enlazadas por uniones convenientes, curvaturas, codos, válvulas, etc. A través de estos sistemas, el

fluido sólo fluye espontáneamente si su energía total disminuye en la dirección del flujo. De no ser así, habrá que comunicarle energía desde el exterior mediante dispositivos tales como bombas, en el caso de líquidos, o compresores, soplantes o ventiladores, en el caso de gases. Tal aporte de energía puede invertirse en aumentar la velocidad, la altura o la presión del fluido.

5.3.2.1.2.1 Selección de tuberías: diámetro y material

Se desean dimensionar las tuberías que transportan los fluidos en la planta. Las mismas se deben definir en función de los caudales volumétricos a manejar. En la **tabla 5.15** se presenta un listado de todas las corrientes con sus respectivos caudales volumétricos y el tipo de fluido que presentan, los nombres de las corrientes están referenciados a la **figura 5.1**.

Al elegir un diámetro de tubería se deben tener en cuenta las velocidades máximas y mínimas de los fluidos a circular. El tamaño de la tubería debe ser tal que la velocidad máxima del fluido no cause erosión, ruido excesivo ni golpes de ariete. Pero además, la misma debe tener un tamaño tal que la velocidad mínima del fluido evite el aumento de presión y mantenga la tubería libre de sólidos y líquidos estancados. En la **figura 5.15** se presentan las velocidades sugeridas para cada tipo de fluido involucrado. Cabe destacar que para el caso en el que el fluido es un gas las velocidades se encuentran en el rango de 30-100 ft/s y para los sistemas de tuberías donde los sólidos pueden estar presentes o donde el agua podría asentarse y crear zonas de corrosión, normalmente se utiliza una velocidad mínima de 3 ft/s, mientras que se toma una velocidad máxima de 15 ft/s para minimizar la posibilidad de erosión por sólidos y golpes de ariete causados por el cierre rápido de una válvula.

Table 2-7
Typical Design* Velocities for Process System
Applications

Service	Velocity, ft./sec.
Average liquid process	4 - 6.5
Pump suction (except boiling)	1 - 5
Pump suction, boiling	0.5 - 3
Boiler feed water (disch., pressure)	4 - 8
Drain lines	1.5 - 4
Liquid to reboiler (no pump)	2 - 7
Vapor-liquid mixture out reboiler	15 - 30
Vapor to condenser	15 - 80
Gravity separator flows	0.5 - 1.5
* To be used as guide, pressure drop and system environment govern final selection of pipe size. For heavy and viscous fluids, velocities should be reduced to about 1/2 values shown. Fluids not to contain suspended solid particles.	

Figura 5.15. Velocidades sugeridas para líquidos y mezcla líquido-vapor.

En la **tabla 5.15** se presenta un resumen de las características de las tuberías de la planta en función de los fluidos que circulan por las mismas.

Tabla 5.15. Características de las tuberías de la planta.

Corriente N°	Flujo volumétrico (m ³ /h)	Tipo de fluido	Velocidad sugerida (m/s)	Diámetro requerido (m)	Diámetro nominal (in)
1	3,79	líquido	1,60	0,03	1 1/4
2	3,80	líquido	1,60	0,03	1 1/4
3	76,73	vapor+líquido	6,86	0,06	2 1/2
4	81,97	vapor+líquido	6,86	0,07	3
5	84,12	vapor+líquido	6,86	0,07	3
6	53,77	vapor+líquido	6,86	0,05	2 1/2
7	7,83	líquido	1,60	0,04	1 3/4
8	48,78	líquido+vapor	6,86	0,05	2
9	7,92	líquido+sólido	0,91	0,06	2 1/2
10	7,87	líquido	1,60	0,04	1 3/4
11	1.690,00	vapor	20,00	0,17	8
12	0,0013	líquido	1,60	0,00	1/8
13	9,69	líquido	0,91	0,05	2
14	4,08	líquido	1,60	0,03	1 1/4
15	3,29	líquido	1,60	0,03	1 1/4
16	1,06	líquido	1,60	0,02	3/4
17	2,68	líquido	1,60	0,02	1
18	0,08	líquido	1,60	0,004	1/4
19	0,08	líquido	1,60	0,004	1/4
26	5,61	líquido	1,60	0,04	1 1/2
27	5,66	líquido+sólido	0,91	0,05	2
28	5,46	líquido+sólido	0,91	0,05	2
29	40,86	vapor	20,00	0,03	1 1/4
30	2,35	vapor	20,00	0,01	1/4
31	45,94	vapor	20,00	0,03	1 1/4
32	48,39	vapor	20,00	0,03	1 1/4
33	78,16	vapor	20,00	0,04	1 1/2
34	3,19	vapor	20,00	0,01	1/2
35	81,44	vapor	20,00	0,04	1 1/2

Para seleccionar el tipo de material de las tuberías se debe tener en cuenta el fluido que circula por las mismas y las condiciones de operación de cada corriente (P, T). Por lo tanto, se seleccionan tuberías de fabricación estándar de acero inoxidable 316 SCH 40, que son muy utilizadas en la industria. Pueden emplearse para un rango de temperaturas muy amplio y son resistentes a la corrosión.

5.3.2.1.2.2 Selección de válvulas reductoras de presión

La válvula reductora de presión, o reguladora de presión, es una válvula de control de operación hidráulica accionada por diafragma, que reduce la presión elevada aguas arriba a una presión menor y constante aguas abajo, sin que le afecten las fluctuaciones en la demanda o en la presión aguas arriba.

En este proceso se usa una válvula reductora de presión que se encuentra a la salida del primer flash (S-1) para poder reducir la presión e ingresar al segundo flash que separa la mayor cantidad de hidrógeno.

Se selecciona una válvula reguladora de alta presión 1301F (**figura 5.16**) obtenida del catálogo de Fischer, la cual presenta las características que se muestran en la **tabla 5.16**. La misma es adecuada debido a que en la línea correspondiente se trabaja con altas presiones y el rango que contempla cumple con las condiciones de operación.



Figura 5.16. Válvula reductora de alta presión 1301F.

Tabla 5.16. Características de la válvula reguladora de alta presión 1301F.

Válvula reductora de alta presión 1301F	
Máxima presión de entrada	6000 psig / 414 bar
Rango de presiones de salida	10-500 psig / 0,69- 34,5 bar
Material del cuerpo	Latón y acero inoxidable
Tamaño del cuerpo	NPS 1/4
Máxima capacidad	4500 SCFH/ 121 Nm ³ /h
Características constructivas	✓ Diagrama de acero inoxidable duradero ✓ Disco de la válvula de repuesto provisto ✓ Versatilidad ✓ Cierre ANSI clase VI
Aplicaciones	✓ Alta presión ✓ Líquidos, aire, vapor, gas combustible, gases de proceso

5.3.2.1.2.3. Bombas

Una bomba es una máquina que absorbe energía mecánica que proviene de un motor eléctrico o térmico y la transfiere a un fluido como energía hidráulica, permitiendo que dicho fluido pueda ser transportado de un lugar a otro a distintas presiones, a un mismo nivel y/o a diferentes niveles y/o a diferentes velocidades. Las bombas se pueden clasificar en los siguientes grupos.

Bombas de desplazamiento positivo

En este tipo de bomba se suministra una cantidad definida de fluido por cada carrera o revolución del equipo. Las bombas se subdividen en alternativas y rotativas. Además, las bombas de desplazamiento positivo funcionan con bajas capacidades y altas presiones en relación con su tamaño y costo.

Bombas dinámicas

En estas bombas se suministra un caudal que depende de la presión de descarga o energía suministrada. Se subdividen en centrífugas y periféricas, las primeras son aquellas en que el fluido ingresa por el eje y sale siguiendo una trayectoria tangencial a la caja voluta. Mientras

que las periféricas se producen remolinos en el líquido por medio de los álabes a velocidades muy altas, dentro del canal anular donde gira el impulsor.

De los distintos tipos de bombas se eligen las bombas centrífugas, que son las más utilizadas industrialmente. Tienen un diseño más simple, cuentan con pocas piezas móviles y los costos de mantenimiento y reparación son menores.

En función de la planta propuesta se requiere el uso de tres bombas. La primera bomba (P-101) permite la impulsión de la mezcla de ácidos grasos e impurezas hacia el reactor. La segunda bomba (P-102) se utiliza para impulsar el reciclo de alcoholes grasos y catalizador (fase slurry), como se observa en la **figura 5.1**. Mientras que la tercera (P-103) permite el reciclo de ésteres sin reaccionar y alcoholes grasos que ingresan al reactor.

Para la selección del tipo de bomba centrífuga a utilizar es necesario analizar las condiciones de operación requerida para cada proceso, las mismas se presentan en la **tabla 5.17**. Luego, se calcula la altura requerida a partir de la siguiente **ecuación 5.2**. Cabe aclarar que las pérdidas de carga que se tendrán en las cañerías y válvulas, se estiman como un 10% adicional del valor de la altura requerida.

$$H_{requerida} = (P_{descarga} - P_{admisión}) / (\rho * g) \quad \text{Ecuación 5.2}$$

Tabla 5.17. Condiciones de operación de las bombas.

	Bomba 1 (P-101)	Bomba 2 (P-102)	Bomba 3 (P-103)
Caudal a procesar (m ³ /h)	3,79	5,61	0,08
Caudal a procesar (m ³ /s)	1,05*10 ⁻³	1,56*10 ⁻³	2,12*10 ⁻⁵
Presión descarga (Pa)	3,04*10 ⁷	3,04*10 ⁷	3,04*10 ⁷
Presión admisión (Pa)	1,50*10 ⁵	2,03*10 ⁵	3,00*10 ³
Densidad promedio (kg/m ³)	712,31	648,92	740,00
Altura requerida (m)	4.329,02	4.772,25	4.187,26
Altura requerida con pérdidas de carga (m)	4.761,93	5.249,48	4.606,00

A partir del valor obtenido de la altura requerida, se busca en catálogos de bombas centrífugas aquellas que alcancen la altura desarrollada para el caudal de operación que procesa cada una de ellas. Para conseguir que se alcance dicha altura, al no encontrar una única bomba que satisfaga dichas características, se propone un arreglo de bombas conectadas en serie. Al conectar bombas en serie se logra que, manteniendo el mismo caudal de operación, se obtenga una altura desarrollada equivalente a la suma de la altura desarrollada propia de cada una.

Del catálogo para la bomba 1 (Flowserve HALBERG™ Pumps), se seleccionan cuatro bombas centrífugas de alta presión del tipo Sihimulti MSC con $n=2950$ rpm para cada una. En la **figura 5.17** se observa la curva de altura desarrollada para la bomba seleccionada en función del caudal de operación. Entrando con el caudal de operación, se obtienen aproximadamente 1025 metros para cada bomba. Además, se utiliza una quinta bomba centrífuga del tipo Sihimulti MSM con $n=3550$ rpm que tiene una altura desarrollada de 690 metros, en función del caudal procesado, como se observa en la **figura 5.18**. Finalmente, el arreglo de cinco bombas en serie, sumando las alturas desarrolladas de cada una de ellas, verifica la altura requerida.

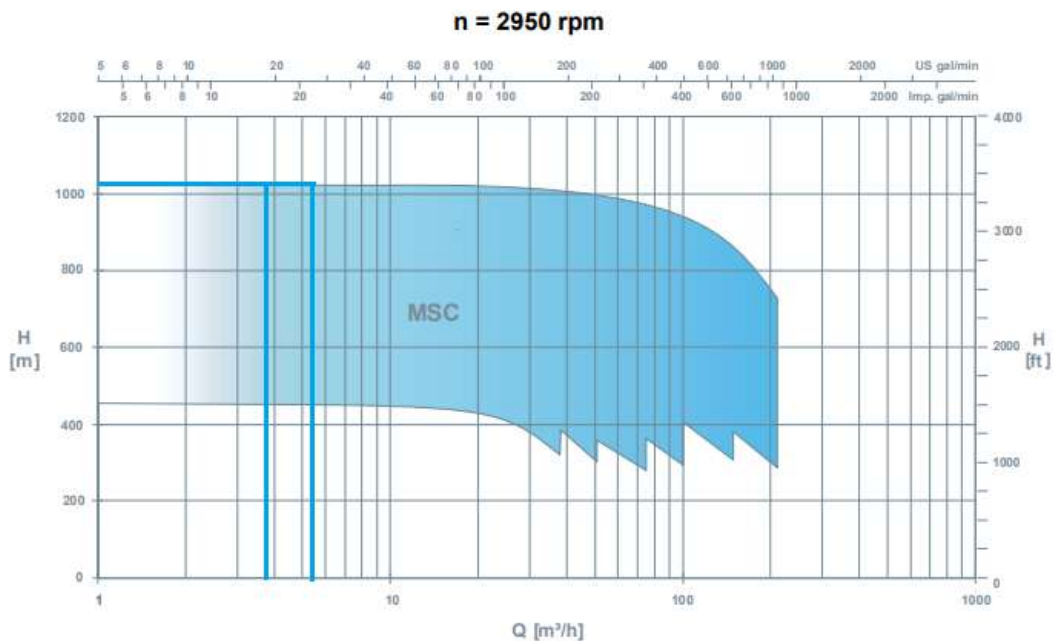


Figura 5.17. Curvas características de la bomba Sihimulti MSC (Flowserve HALBERG™ Pumps).

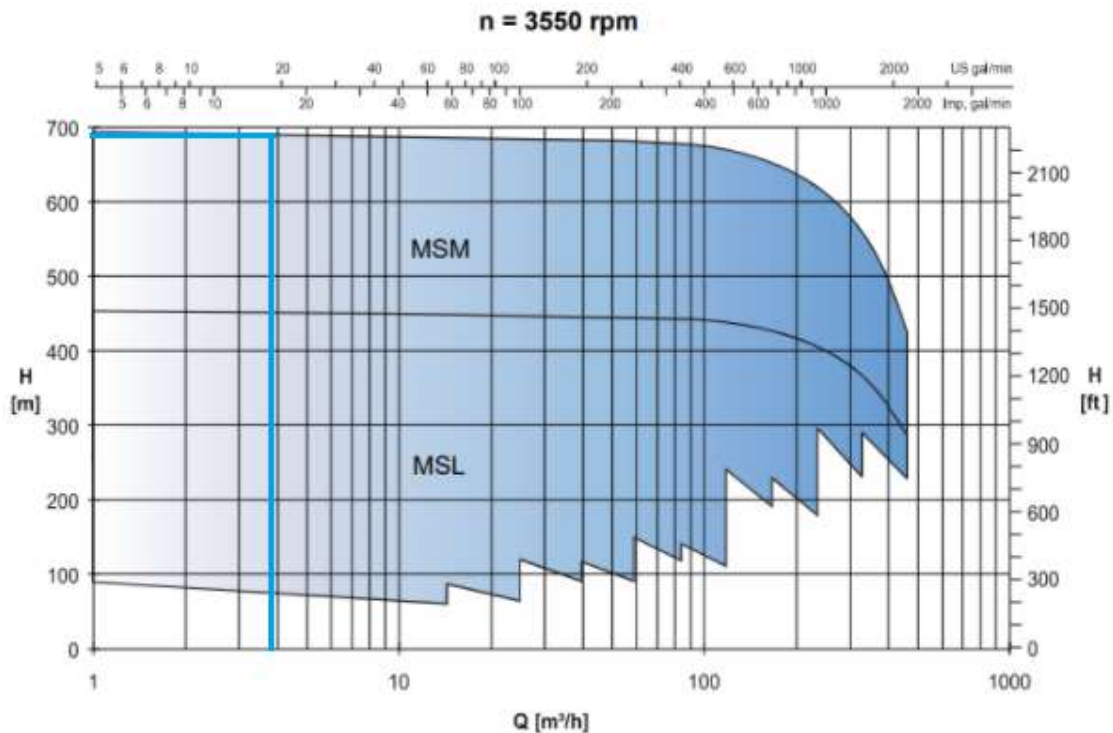


Figura 5.18. Curvas características de la bomba Sihimulti MSM (Flowserve HALBERG™ Pumps).

Para la bomba 2 se seleccionan 5 bombas de tipo Sihimulti MSC con $n=2950$ rpm y una bomba tipo Sihimulti MSL con $n=1450$ rpm (**figura 5.20**), que tiene una altura desarrollada de 405 m aproximadamente, conectadas en serie para verificar la altura requerida.

Finalmente, para la bomba 3 se seleccionan 4 bombas del tipo Sihimulti MSC, con $n=2950$ rpm (**figura 5.19**) y una bomba tipo Sihimulti MSM con $n=3550$ rpm, ya que con la altura desarrollada de cada una y conectadas en serie se verifica la altura requerida.



Figura 5.19. Bomba Sihimulti MSC (Flowserve).

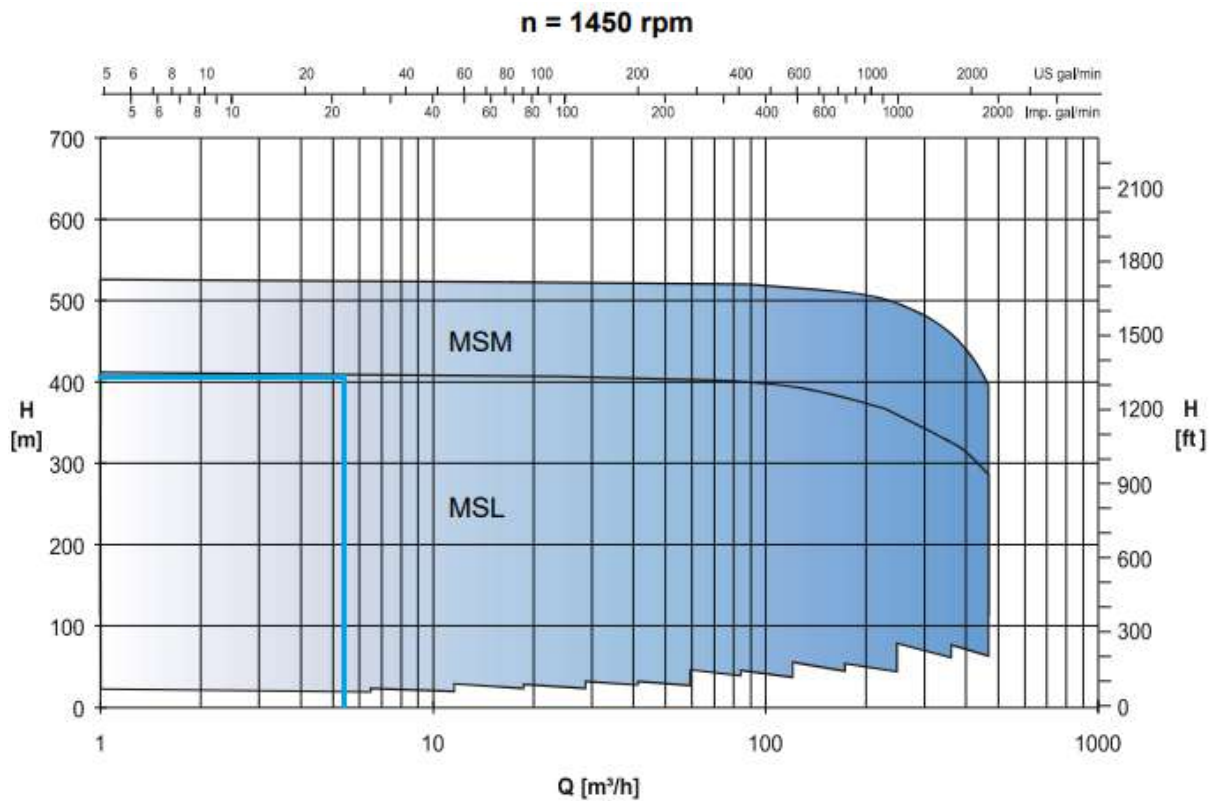


Figura 5.20. Bomba Sihimulti MSL (Flowserve HALBERG™ Pumps).

Luego, se calcula la potencia requerida para cada arreglo de bombas mediante la siguiente ecuación (**ecuación 5.3**).

$$P_{teórica} = H * \rho * g * Q \quad \text{Ecuación 5.3}$$

$$P_{real} = \frac{P_{teórica}}{\%}$$

Donde

- ✓ $P_{teórica}$: potencia teórica de la bomba [W]
- ✓ P_{real} : potencia real de la bomba [W]
- ✓ g : gravedad ($9,81 \text{ m/s}^2$)
- ✓ H : altura desarrollada de la bomba [m]
- ✓ Q : caudal de operación [m^3/s]
- ✓ $\%$: eficiencia de la bomba (a los efectos del cálculo teórico se estima en 60%)

Finalmente, los parámetros de operación de las bombas seleccionadas se presentan en la **tabla 5.18**.

Tabla 5.18. Parámetros de operación de las bombas.

	Arreglo 1	Arreglo 2	Arreglo 3
Modelo - N° unidades en serie	Sihimulti MSC - 4 Sihimulti MSM - 1	Sihimulti MSC - 5 Sihimulti MSL - 1	Sihimulti MSC - 4 Sihimulti MSM - 1
Velocidad de rotación (rpm)	MSC: 2950 MSM: 3550	MSC: 2950 MSL: 1450	MSC: 2950 MSM: 3550
Altura desarrollada total de la serie (m)	4.790	5.530	4.790
Potencia real total de la serie (kW)	58,68	91,43	1,23

5.3.2.1.2.4. Bombas secundarias

Además de las bombas principales necesarias para el proceso, también se requieren bombas para el transporte de los fluidos dentro del circuito. Aunque es probable que se requieran más bombas y accesorios que los diseñados en este capítulo, es suficiente el diseño llevado a cabo para un análisis preliminar. Sin embargo, se consideran dos bombas adicionales a las requeridas para cumplir las condiciones del proceso, ya que su requerimiento es asegurado.

- *Bomba de circulación de agua de refrigeración:* se encarga de impulsar el agua de la torre de enfriamiento a la red de intercambiadores de calor que requiere de fluido auxiliar de enfriamiento.
- *Bomba de fluido térmico:* permite la impulsión del fluido térmico desde la caldera hacia los equipos que requieran la alimentación del mismo como fluido calefactor.

A partir de las **ecuación 5.2** y **ecuación 5.3**, y conociendo los caudales que transportan las bombas, sus presiones de admisión y descarga, se calculan las potencias consumidas por las bombas (**tabla 5.19**). Para el cálculo se considera que la presión de descarga es 1 atm mayor que la de admisión. No se considera necesaria la selección de

bombas de catálogo, ya que las condiciones de operación requeridas para las mismas se desconocen, pero sí es esencial tener en cuenta su consumo energético.

Tabla 5.19. Bombas secundarias.

	Bomba de agua de refrigeración	Bomba de fluido térmico
Caudal a procesar (m^3/h)	256	193,12
Presión descarga (Pa)	202.650	1.301.325
Presión admisión (Pa)	101.325	1.200.000
Potencia consumida (kW)	7,21	5,44

5.3.2.1.2.5. Compresores

Para poder recircular el hidrógeno al reactor y aumentar su presión se utilizan estos equipos. Un compresor de hidrógeno es un dispositivo que aumenta la presión del hidrógeno al reducir su volumen para producir hidrógeno comprimido o líquido.

Se debe seleccionar un tipo de compresor adecuado para poder alcanzar los requisitos de la operación. Para ello, deben definirse las condiciones a las que debe operar el equipo, las mismas se presentan en la **tabla 5.20** y son obtenidas mediante el simulador UniSim.

Tabla 5.20. Condiciones de operación del compresor (K-100).

Compresor (K-100)	
Presión de succión (bar)	4
Presión de descarga (bar)	304
Caudal a procesar (m^3/h)	52,86

Luego, en función de las condiciones necesarias, se debe seleccionar un compresor de catálogo que cumpla con las mismas. Se elige el compresor de pistón 4VX (RIX Industries) el cual presenta las especificaciones indicadas en la **tabla 5.21**. Como se puede observar, tanto la presión de descarga como la de succión, requeridas para el hidrógeno, se encuentran

dentro del rango de operación del compresor seleccionado. Además, el caudal a procesar está entre los valores permitidos.

La ventaja principal de este tipo de compresores es que no necesitan ser lubricados con aceite, por ende, eliminan el riesgo de contaminación, se minimizan tanto las fugas como el consumo de energía, no se requieren filtros y tienen mantenimiento simple y bajo nivel de ruido.

Tabla 5.21. Características del compresor de pistón 4VX (RIX Industries).

Compresor de catálogo	
Tecnología	De pistón
Tipo	De hidrógeno
Fuente de energía	Motor eléctrico
Uso previsto	Industrial
Características	- Refrigerados por aire o agua - Altas presiones y temperaturas - Lubricación sin aceite - Estacionario - Compacto
Rango de presiones (bar)	0 - 413,7
Rango de caudales (m ³ /h)	51-339,6
Potencia máxima (kW)	29,83



Figura 5.21. Compresor de pistón 4VX (RIX Industries).

5.3.2.1.2.6. Sistema de vacío: eyectores

Se debe seleccionar un equipo capaz de generar el vacío necesario para operar las destilaciones mencionadas anteriormente. En la industria, se conocen los eyectores de vapor que son equipos capaces de disminuir la presión de un líquido o un gas mediante el arrastre del fluido en cuestión por un fluido motriz a alta velocidad a través de una boquilla. Los mismos no tienen piezas móviles y se usan cuando se dispone de grandes cantidades de vapor o gas como fluidos motrices a bajo costo. Su uso más amplio es para producir vacío.

El principio de funcionamiento de los eyectores se basa en utilizar la energía generada por la expansión de un fluido motriz para generar un vacío. El mismo ingresa a altas velocidades a la cámara de aspiración generando un arrastre del fluido y una disminución de la presión. Un esquema simplificado de este tipo de equipos se ilustra en la **figura 5.22**.

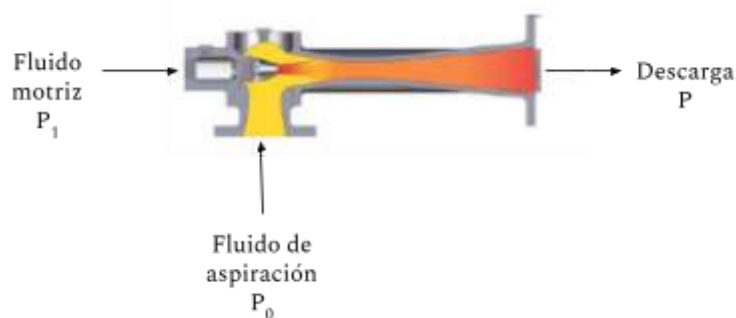


Figura 5.22. Esquema de un eyector.

El fluido motriz más comúnmente usado es el vapor de agua porque es económico, generalmente está disponible, es fácilmente recuperable con condensadores y es compatible con la mayoría de los fluidos a ser comprimidos. Suele requerir intercondensadores, para remover los condensados que se podrían llegar a generar en la operación.

Los eyectores presentan 3 conexiones:

- ✓ Entrada del fluido motriz, presión más alta (P_1)
- ✓ Entrada del fluido de aspiración, presión más baja (P)
- ✓ Descarga de la mezcla, presión intermedia (P)

Generalmente, los sistemas de eyección de múltiple etapa, se utilizan cuando las presiones de aspiración están por debajo de los 100 mbar. Para poder aprovechar mejor la energía, el fluido motriz y los compuestos condensables de la mezcla se deben condensar entre las dos primeras etapas.

Diseño

Con el fin de seleccionar el número de etapas de los eyectores a instalar en el sistema de destilación, se debe calcular el requerimiento de vapor de los eyectores, así como el caudal de aire de succión necesario. Utilizando la **figura 5.23**, ingresando con la presión en el tope de la torre de destilación, se obtiene el número requerido de eyectores en serie, el número de condensadores, y el caudal de vapor requerido por libra de aire de succión. Dichos resultados se presentan en la **tabla 5.22**.

Tabla 5.22. Parámetros de diseño obtenidos para los eyectores.

	Torre de destilación 1	Torre de destilación 2
Presión de succión (tope) (mmHg)	152	22,5
Número de eyectores en serie	2	3
Número de condensadores	1	2
Libra de vapor por libra de aire ($lb_{\text{vapor}}/lb_{\text{aire}}$)	2,5	5

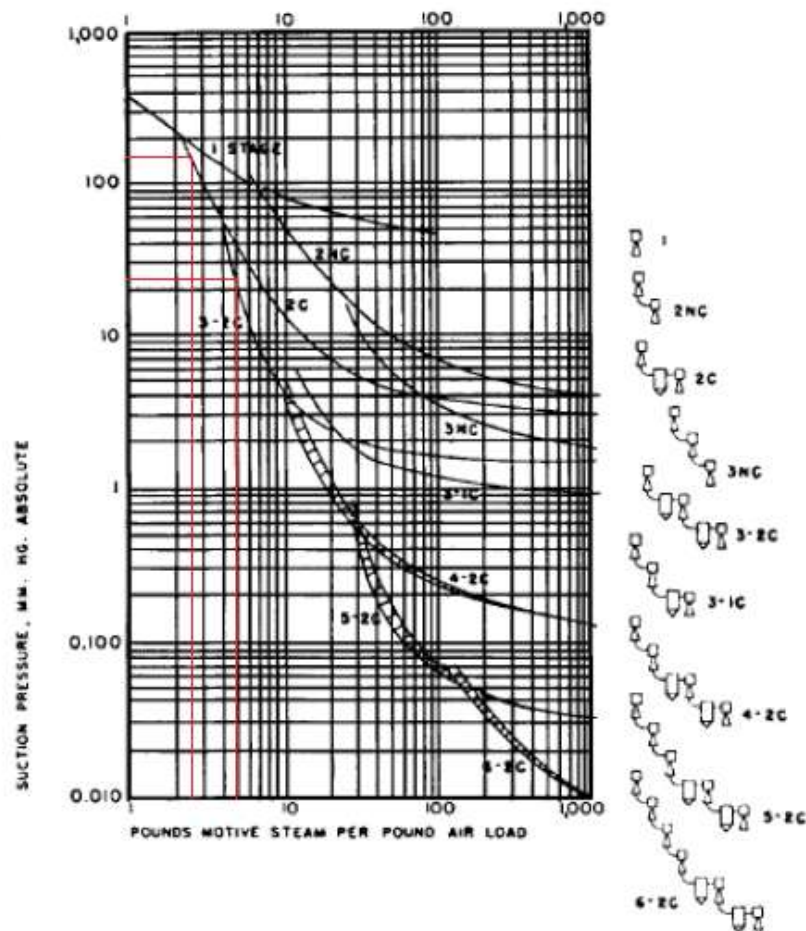


Figura 5.23. Requerimientos de vapor para eyectores a varios niveles de presiones de succión con diferentes número de etapas.

Luego, para calcular el valor del flujo másico de succión de aire se utiliza la siguiente expresión:

$$m = k * V^{\frac{2}{3}}$$

Donde,

- ✓ m: flujo másico de aire, lb/h
- ✓ V: volumen del sistema, pie³
- ✓ k: coeficiente (que es función de la presión)

Tabla 5.23. Valor de k según la presión de operación del sistema.

Presión (mmHg)	> 90	20 - 90	3 - 20	1 - 3	< 1
K	0,194	0,146	0,0825	0,0508	0,0254

Dicho cálculo corresponde a cuando la corriente de succión está compuesta en su totalidad por aire a 70°F. Debido a que la corriente a succionar no tiene dichas propiedades, se debe llevar a cabo una corrección del valor de m , frente a la composición y la temperatura, para obtener un flujo másico de succión efectivo.

El factor de corrección para el peso molecular (M) se define como:

$$f_M = 0.375 * \ln(M/2)$$

El factor de corrección por temperatura en F° es:

$$f_s = 1 - 0.00033 * (T - 70), \text{ para vapor}$$

A partir del flujo másico de succión de aire obtenido y el caudal de vapor por libra de succión de aire presentado en la **tabla 5.22**, se calcula el caudal total de vapor requerido en cada eyector, necesario para generar el vacío en la operación.

$$Q_{vapor} = m * \frac{\text{libra de vapor}}{\text{libra de aire}} = m * \frac{\text{caudal másico de vapor [lb]}}{\text{caudal másico de aire [lb]}} = \left[\frac{\text{lb}}{\text{h}} \right]$$

$$Q_{vapor} [=] \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Según Walas, S.M., la presión más comúnmente usada para el fluido motriz (vapor de agua) es de 8 bares. Además, se debe considerar un sobrecalentamiento de 10-15°C para evitar el efecto erosivo de los líquidos en las gargantas de los eyectores. Para determinar la temperatura del vapor sobrecalentado se ingresa a la tabla de vapor saturado, proporcionada por el catálogo GEA, con la presión y se lee la temperatura de saturación (170,41°C) y, luego, se le adicionan 15°C de sobrecalentamiento.

A modo resumen, se presentan las características requeridas de los eyectores en la **tabla 5.24**.

Tabla 5.24. Características de los eyectores.

	Torre de destilación 1	Torre de destilación 2
Número de etapas de eyectores	2	3
Número de condensadores	1	2
Caudal total de vapor requerido en cada eyector (kg/h)	6,26	11,46
Calidad del vapor	vapor sobrecalentado	
Presión del vapor (bar)	8	
Temperatura del vapor (°C)	185,41	

5.3.2.1.2.7. Almacenamiento de hidrógeno

La planta requiere el suministro de hidrógeno fresco a alta presión para que ingrese al reactor y ocurra la hidrogenación de los ésteres grasos. Para su abastecimiento se debe almacenar y comprimir a la presión deseada.

La manera más habitual para almacenar hidrógeno es en depósitos a alta presión. Las presiones típicas de almacenamiento son 200 bares, 350 bares y 700 bares. Los tanques a alta presión pueden teóricamente ser de cualquier forma, pero se destacan principalmente las esferas y cilindros. Los tanques cilíndricos al tener bordes, dados por su estructura constructiva, podrían presentar zonas muertas. Esto podría generar zonas donde la tensión superficial no sea continua, y sean sectores críticos. La estructura esférica evita esto. Debido a su estructura, cualquier diferencia en tensión superficial se distribuye naturalmente. Otra ventaja de estos tanques es que el área superficial por unidad de volumen es mínima, por lo que el área de transferencia de calor entre el equipo y el ambiente es menor respecto a otros tanques, generando menores pérdidas de calor. Esto resulta un beneficio si el gas a almacenar requiere de refrigeración, ya que se reducen los costos operativos.



Figura 5.24. Tanque esférico de almacenamiento de gases a alta presión.

En la **tabla 5.25** figuran los requisitos de hidrógeno para el proceso. Se selecciona como criterio de diseño constructivo de la esfera que tenga la capacidad de almacenar el hidrógeno requerido para 7 días de operación. La densidad que se utiliza para la conversión es estimada a las propiedades de suministro de hidrógeno por el proveedor AirLiquide, que son a temperatura ambiente y una presión de 200 bares. Para la temperatura ambiente, se considera la temperatura anual promedio de Tortuguitas, Buenos Aires.

Tabla 5.25. Requisitos de hidrógeno.

Hidrógeno repuesto (kg/h)	48,8
Densidad (kg/m ³)	15,03
Hidrógeno repuesto (m ³ /h)	3,25
Hidrógeno repuesto (m ³ /día)	77,94
Hidrógeno para 7 días (m ³)	545,61

A partir de los requisitos de hidrógeno se selecciona del catálogo de McDermott la esfera Hortonsphere (**figura 5.24**). Las características se presentan en la **tabla 5.26**.

Tabla 5.26. Características esfera Hortonsphere.

Diámetro (m)	10,36
Volumen (m ³)	582,76

5.3.2.2. Manejo de energía

Para llevar las corrientes a las condiciones energéticas requeridas para los procesos es necesario instalar equipos adecuados, entre ellos se destacan:

- ✓ Intercambiadores de calor
- ✓ Condensadores
- ✓ Evaporadores
- ✓ Calderas
- ✓ Torres de enfriamiento
- ✓ Sistemas de refrigeración

El tema de los intercambiadores de calor se aborda previamente en el presente capítulo. A continuación se detalla sobre los condensadores y rehervidores de las torres de destilación, la torre de enfriamiento y la caldera para el acondicionamiento de los fluidos auxiliares.

5.3.2.2.1. Equipos auxiliares en torre de destilación

5.3.2.2.1.1. Rehervidores

Un reboiler o rehervidor es un intercambiador de calor que se emplea para calentar el líquido de interés. Normalmente se emplea vapor de agua como flujo que cede calor al fluido a calentar, pero en este caso se utiliza el fluido térmico DOWTHERM A producido en la caldera, debido a que este soporta altas temperaturas, el mismo se hace pasar por los tubos. En las torres de destilación los reboilers se sitúan en el fondo para calentar la mezcla líquida que va a ser destilada.

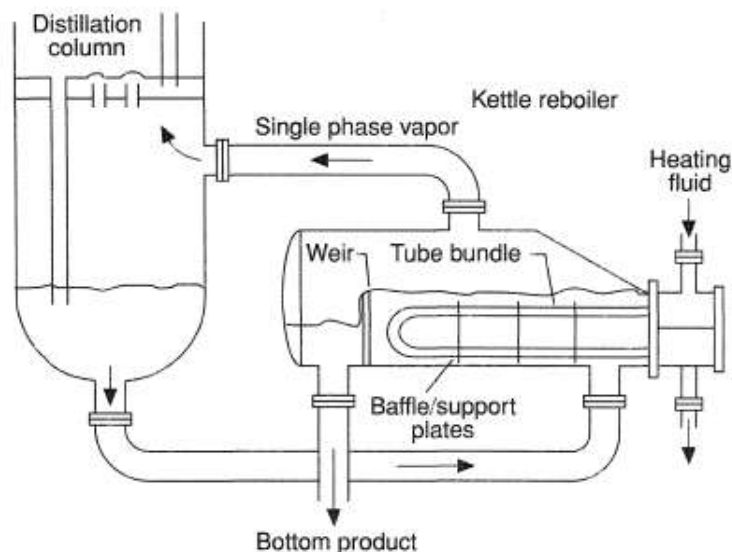


Figura 5.25. Diagrama de rehervidor tipo kettle conectado a torre de destilación.

El líquido fluye del fondo de la columna a un rehervidor de tipo marmita (kettle). El mismo es un intercambiador de calor con coraza horizontal de tipo K. En la **figura 5.25** se observa el sentido de circulación: el líquido del fondo de la columna de destilación fluye hacia la coraza del intercambiador y el vapor asciende de la misma hacia la columna.

En estos equipos ocurre la ebullición del líquido que inunda el haz de tubos; las fases se separan en el espacio provisto por el domo y el líquido remanente se derrama por el vertedero como producto de fondo, para asegurar un nivel apropiado de líquido y que los tubos estén siempre cubiertos. El fluido que regresa a la torre consiste en vapor más una pequeña cantidad de líquido arrastrado.

Entre las principales ventajas que tiene este equipo está la limpieza y el fácil mantenimiento, además de que puede manejar hasta un 80% de vaporización. Como desventaja principal pueden citarse los bajos coeficientes de transferencia de calor.

Utilizando el simulador UniSim se obtiene el calor necesario a entregar en cada reboiler, los mismos se detallan en la **tabla 5.27**.

Tabla 5.27. Calor a entregar en los rehervidores.

	Calor a entregar (kJ/h)
Reboiler 1	7.141.336,65
Reboiler 2	1.601.433,43

Se plantea un balance de calor entre la corriente a evaporar y el fluido térmico DOWTHERM A (fluido auxiliar), para obtener el caudal del fluido de calentamiento requerido.

$$Q_{\text{calentamiento requerido}} = Q_{\text{entregado por fluido térmico}}$$

$$Q = m * c_p * \Delta T$$

Las propiedades del fluido térmico se presentan en la **tabla 5.10** y se estima que la diferencia de temperaturas que sufre el fluido auxiliar es similar al diferencial térmico estándar de la caldera el cual es de 25°C. De la expresión anterior, se obtiene el caudal másico de fluido térmico. Se presentan los resultados en la **tabla 5.28**.

Tabla 5.28. Caudal de fluido térmico de calentamiento requerido.

	Caudal de DOWTHERM A requerido (kg/h)	Caudal total de DOWTHERM A requerido (kg/h)
Reboiler 1	105.594,21	129.273,55
Reboiler 2	23.679,34	

Cálculo del área de intercambio

Para calcular el área necesaria para el intercambio de calor en los rehervidores, primero se debe estimar un valor adecuado del coeficiente de transferencia de calor global U. Se conoce el valor del coeficiente pelicular de transferencia de calor del fluido térmico (**tabla 5.10**), la corriente a evaporar en ambos rehervidores se la considera como “solvente orgánico” y se estima su valor a partir de los sugeridos en Intercambiadores de calor - Eduardo Cao (**figura**

5.26), se decide utilizar el valor medio del rango. Luego, se calcula el coeficiente global de transferencia de calor mediante la siguiente expresión.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}}$$

$$U = 666,67 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Finalmente, se calcula el área de intercambio de calor, al igual que los intercambiadores de calor, mediante la **ecuación 5.1**. La diferencia media logarítmica de temperaturas en contracorriente se expresa como:

$$DMLT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \quad \text{Ecuación 5.4}$$

Donde

- ✓ T_1 : temperatura de entrada del fluido caliente ($^{\circ}\text{C}$)
- ✓ T_2 : temperatura de salida del fluido caliente ($^{\circ}\text{C}$)
- ✓ t_1 : temperatura de entrada del fluido frío ($^{\circ}\text{C}$)
- ✓ t_2 : temperatura de salida del fluido frío ($^{\circ}\text{C}$)

Coeficientes de película aproximados h_i ó h_o ($\text{J/s m}^2 \text{ K}$)

Sin cambio de fase		Evaporación		Condensación	
agua	1500-11000	agua	4500-11000	vapor de agua	5500-17000
gases	15-250	solv. org.	500-1500	solv. orgánicos	800-2800
solv. organ.	350-2000	ac. livianos	850-1700	aceites livianos	1100-2200
aceites	60-700	ac. pesados	60-250	ac. pesados (vacío)	110-250
		amoníaco	1000-2000	amoníaco	2500-5000

Figura 5.26. Coeficientes peliculares de transferencia de calor para evaporadores. (Eduardo Cao,1983).

Finalmente, se presentan los resultados obtenidos de las áreas requeridas para cada rehervidor en la **tabla 5.29**.

Tabla 5.29. Características del intercambio de calor requerido para los rehervidores.

	U (W/m ² K)	T_1 (K)	T_2 (K)	t_1 (K)	t_2 (K)	ΔT_{ML}	Área necesaria (m ²)
Rehervidor 1	666,67	673	648	533,6	537	124,88	23,83
Rehervidor 2				491,7	510,7	159,28	4,19

5.3.2.2.1.2. Condensadores

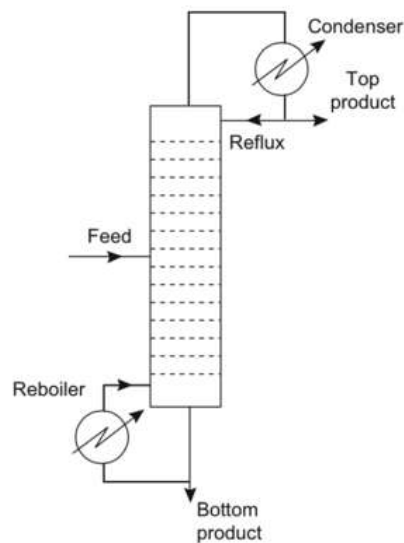


Figura 5.27. Diagrama de torre de destilación.

En el tope de la torre de destilación se encuentra un condensador, cuyo objetivo es llevar a fase líquida al gas que asciende por el tope de la torre, para su posterior división en reflujo y destilado (**figura 5.27**). Utilizando el simulador UniSim se obtiene el calor necesario a extraer en cada condensador, se detallan en la **tabla 5.30**.

Tabla 5.30. Calor a extraer en condensadores.

	Calor a extraer (kJ/h)
Condensador 1	3.138.379,13
Condensador 2	628.506,96

Para la condensación se utiliza como fluido auxiliar agua de la torre de enfriamiento. Planteando un balance energético entre la corriente a condensar y el agua, se obtiene el caudal de fluido de enfriamiento a utilizar.

$$Q_{\text{enfriamiento requerido}} = Q_{\text{extraído por agua}}$$

$$Q = W_{\text{agua}} * C_{p_{\text{agua, promedio}}} * (T_{\text{salida, agua}} - T_{\text{entrada, agua}})$$

Donde la temperatura de entrada y salida del agua son aquellas dadas por la torre de enfriamiento. Despejando la expresión anterior, se obtiene el caudal másico de agua. Se muestran los resultados en la **tabla 5.31**.

Tabla 5.31. Caudal de agua de enfriamiento requerido.

	Caudal de agua requerido (kg/h)	Caudal total de agua requerido (kg/h)	Caudal total de agua requerido (m ³ /h)
Condensador 1	65.307,217	78.385,956	78,386
Condensador 2	13.078,739		

Cálculo del área de intercambio

Para calcular el área necesaria para el intercambio de calor en los condensadores se debe primero estimar un valor adecuado del coeficiente de transferencia de calor global U. Observando la **figura 5.28**, obtenida de Intercambiadores de calor - Eduardo Cao, se selecciona como la variante más aproximada a los fluidos a utilizar en los condensadores a “solventes orgánicos saturados en vacío con algo de no condensables”, y se decide utilizar el valor medio del rango.

CONDENSACION		
Fluido caliente	Fluido frío	U (J/ s m ² K)
Vapor a presión	agua	2000-4000
Vapor en vacío	agua	1500-3000
Solventes orgánicos saturados a presión atmosférica	agua	550-1100
Solventes orgánicos saturados en vacío con algo de no condensables	agua-salmuera	250-700
Solventes orgánicos a p. atmosférica con gran contenido de no condensables	agua	100-450
Vapores aromáticos atmosféricos con no condensables	agua	30-150
Solventes orgánicos en vacío con alto contenido de no condensables	agua-salmuera	50-300
Hidrocarburos livianos p. atmosf.	agua	450-1200
Hidrocarburos pesados en vacío	agua	50-150

Figura 5.28. Tabla valores genéricos de coeficiente global de transferencia de calor para condensación.

Para el cálculo del área de intercambio se procede de la misma manera que para los intercambiadores de calor, utilizando la **ecuación 5.1**. Los resultados se expresan en la **tabla 5.32**. Para el cálculo del condensador parcial se utiliza la diferencia de temperaturas media logarítmica de la **ecuación 5.4**. Cabe aclarar que para el cálculo del condensador de la torre 2 se desprecia el subenfriamiento de la corriente líquida, posterior a su condensación, por lo que su temperatura permanece constante (condensador total). Esto se realiza a modo de simplificar los cálculos y se considera adecuado, ya que el calor involucrado en un cambio de estado es mucho mayor que el calor sensible dado por un cambio de temperatura. La diferencia de temperaturas media logarítmica, cuando el fluido caliente únicamente cambia de fase (condensador 2), se calcula como:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(t_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T - t_1}{T - t_2}\right)}$$

Tabla 5.32. Características del intercambio de calor requerido para los condensadores.

	U (J/s m² K)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	t1 (K)	t2 (K)	ΔT_{ML}	Área necesaria (m²)
Condensador 1 (parcial)	475	495,8	405,6	301,5	313	139,78	13,130
Condensador 2 (total)		463,4				156,08	2,355

5.3.2.2.2. Acondicionamiento térmico de productos

Los alcoholes grasos producidos abandonan el sistema de purificación a alta temperatura. Para poder almacenar dichos compuestos y que su almacenamiento y manipulación sea seguro para los operarios, se los debe llevar a una temperatura segura. Se decide seleccionar una temperatura de seguridad de 55°C, a la cual un operario podría estar expuesto ante cualquier derrame, y evitaría quemaduras. Para dicha disminución de temperatura, se decide aprovechar el fluido de enfriamiento a utilizar en el resto de los sistemas de intercambio de calor: agua de enfriamiento. En la **tabla 5.33** se presentan las propiedades de los productos a la salida del sistema de destilación.

Tabla 5.33. Propiedades de los productos.

	T1 (°C)	T1 (K)	T2 (K) T de seguridad	Flujo másico (kg/s)	Cp (kJ/kg.K)
Hexadecanol	189,9	462,9	328	0,203	2,677
Octadecanol	218	491		0,503	2,793

Planteando un balance de calor entre el agua proveniente de la torre de enfriamiento y cada alcohol graso, se obtiene el caudal necesario para lograr la disminución de temperatura deseada. A partir de esto se calcula el área necesaria para los intercambiadores de calor. Se utilizaron las mismas propiedades que para los intercambiadores 2, 3 y 4, ya que se trata del intercambio de calor entre agua y un solvente orgánico. Finalmente, los resultados se presentan en la **tabla 5.34**.

Tabla 5.34. Requerimientos del agua de enfriamiento.

	ΔT_{ML}	U (J/s m ² K)	Caudal agua enfriamiento (m ³ /h)	Caudal agua enfriamiento total (m ³ /h)	Área necesaria (m ²)
Hexadecanol	71,213	0,5	5,502	22,643	2,06
Octadecanol	79,543	0,5	17,141		5,75

Como se puede observar, se decide no incluir las corrientes de producto de alcoholes grasos para su acondicionamiento térmico en la integración energética. Esto es así debido a que las corrientes no cumplen con las reglas de “mCp” para su combinación con otras, por lo que no se podrían utilizar para intercambiar calor con las demás corrientes del sistema. Por lo tanto, el calor se debe extraer de estas corrientes con fluidos auxiliares, y no es necesario incluirlas en el análisis Pinch.

5.3.2.2.3. Torre de enfriamiento

Debido a que se utiliza agua como fluido auxiliar en los intercambiadores de calor, para enfriar las corrientes calientes del sistema, la misma sufre un calentamiento. Posterior al proceso de intercambio en la red de intercambiadores, se debe disminuir la temperatura del fluido auxiliar para su reutilización. Dicho proceso se lleva a cabo en una torre de enfriamiento de agua. En las industrias se manejan altos caudales de agua, por lo que se requieren de grandes cantidades de gas para poder enfriar por contacto entre las fases. Se requiere de un gas que sea económico y accesible, por lo que la mejor opción resulta el aire atmosférico.

Hay distintas configuraciones de torres de enfriamiento. Entre los arreglos más comunes se encuentran: de circulación natural y de tiro mecánico. En las torres de circulación natural, el movimiento del aire sólo depende de las condiciones climáticas y ambientales. Las torres de circulación natural se utilizan si la humedad relativa del ambiente es baja, o si el costo de energía para accionar los forzadores de aire son muy altos. Las torres de circulación natural se clasifican en dos tipos: atmosféricas y de tiro natural (**figura 5.29**, imágenes a y b respectivamente). En las torres atmosféricas la circulación de aire depende de los vientos dominantes, es decir, que se suelen instalar en lugares con fuertes vientos. Por otro lado, en las de tiro natural la circulación de aire se logra como consecuencia de la diferencia de densidades: entra el aire frío por debajo, y desplaza al caliente que sale por el tope de la torre. Además, usan chimeneas con una gran altura para que se consiga el tiro deseado. Se utilizan cuando se debe trabajar con altos caudales de agua.

Por otro lado, se encuentran las torres de tiro mecánico, que presentan un ventilador. Entre ellas se encuentran: de tiro forzado y de tiro inducido a contracorriente. La diferencia entre ambas es, principalmente, la ubicación del forzador. La de tiro forzado (**figura 5.29, c**) succiona el aire por el fondo de la torre. La de tiro inducido a contracorriente (**figura 5.29, d**) succiona el aire por el tope de la torre. Esta diferencia de ubicación entre ambas configuraciones genera diferencias en la frecuencia de mantenimiento del ventilador. En el caso de tiro forzado, el aire que ingresa es atmosférico: es decir, más seco y frío que aquel que sale de la torre. En consecuencia, el ventilador necesita menor mantenimiento que en la de tiro inducido. En el caso del tiro inducido, el ventilador se ubica en una zona donde el aire está más cálido y húmedo. Esto genera que deba tener un mayor mantenimiento, porque presenta una corrosión potencial debido a las condiciones. La ventaja de este tipo de equipo sobre las de tiro forzado es que generan una mejor distribución del aire succionado en el área superficial del relleno, debido a la posición en la que se encuentra el forzador. Además, debido a la posición del ventilador, el aire caliente que sale de la torre es expulsado a mayor distancia que en las torres de tiro forzado. Por lo tanto, se evita el reingreso de aire caliente y húmedo a la torre.

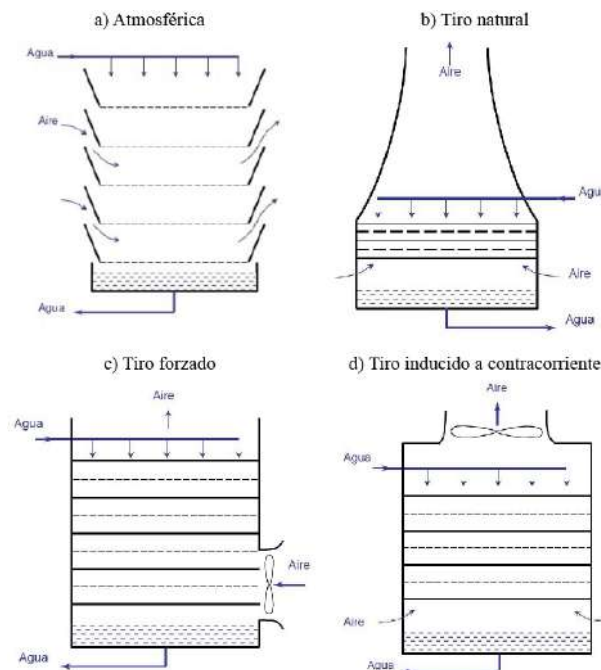


Figura 5.29. Clasificación de torres de enfriamiento.

Un aspecto crucial en el diseño de una torre de enfriamiento de agua es tener en cuenta la localización de la misma. El principio de funcionamiento de este equipo consiste en, explicado de manera simplificada, disipar el calor del agua al aire ambiente mediante evaporación. Debido a que el fluido de intercambio es el aire ambiental, este depende de las condiciones climáticas de la zona donde se instala la planta.

La planta industrial diseñada en el presente trabajo, será instalada en una empresa existente ubicada en Tortuguitas, en el partido de Malvinas Argentinas, Provincia de Buenos Aires. En la **figura 5.30** se pueden observar datos climáticos promedio históricos mensuales.

	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Temperatura media (°C)	24.3	23.2	20.7	17.3	13.6	10.8	10	11.8	13.7	16.7	19.8	22.7
Temperatura mín. (°C)	19.5	18.9	16.6	13.3	10.2	7.3	6.4	7.7	9.4	12.3	14.9	17.5
Temperatura máx. (°C)	29.5	27.9	25.3	22	17.8	15.2	14.4	16.7	18.6	21.4	24.9	28
Precipitación (mm)	95	110	95	97	69	59	62	66	73	123	99	99
Humedad(%)	61%	68%	71%	71%	76%	77%	76%	73%	69%	70%	64%	59%
Días lluviosos (días)	6	6	6	6	5	4	5	4	5	7	6	6
Horas de sol (horas)	11.1	9.8	8.5	7.6	6.5	6.2	6.5	7.3	8.0	8.6	10.6	11.4

Figura 5.30. Registro promedio histórico en Tortuguitas, Buenos Aires (*climate-data.org*).

Los datos climáticos relevantes para el diseño de la torre de enfriamiento de agua son la temperatura ambiental y el porcentaje de humedad. Como se observa en la **figura 5.30**, dichos valores presentan una gran variabilidad dependiendo del mes del año en que se analice. Para lograr un diseño seguro y asegurar que a lo largo del año se cumpla el enfriamiento mínimo, se diseña la torre para el caso más desfavorable. Como se puede observar, la máxima temperatura promedio se registra en el mes de enero. Como la torre está dimensionada para cumplir con el enfriamiento requerido en la época más calurosa del año, el resto del año cuando las temperaturas sean menores y las humedades registradas sean mayores, asegurando una temperatura de bulbo húmedo menor, la torre de enfriamiento funcionará de forma satisfactoria. Debido a esto, la torre se encuentra sobredimensionada, pero se prefiere mantener un diseño conservador para cumplir con las condiciones del producto todo el año. Si se hubiese seleccionado otra temperatura de bulbo húmedo para el

diseño, habría días al año que el enfriamiento dado por la torre no sería suficiente. Por lo tanto, se utiliza la temperatura máxima registrada y el porcentaje de humedad correspondiente a dicho mes. Los valores se presentan en la **tabla 5.35**.

Tabla 5.35. Condiciones climáticas seleccionadas para el diseño de la torre.

Temperatura máxima (°C)	29,5
Humedad máxima (%)	61

A partir de la temperatura y humedad seleccionadas, se utiliza el diagrama psicrométrico para obtener la temperatura de bulbo húmedo (TBH) correspondiente (**figura 5.31**). La TBH corresponde a 23,5 °C.

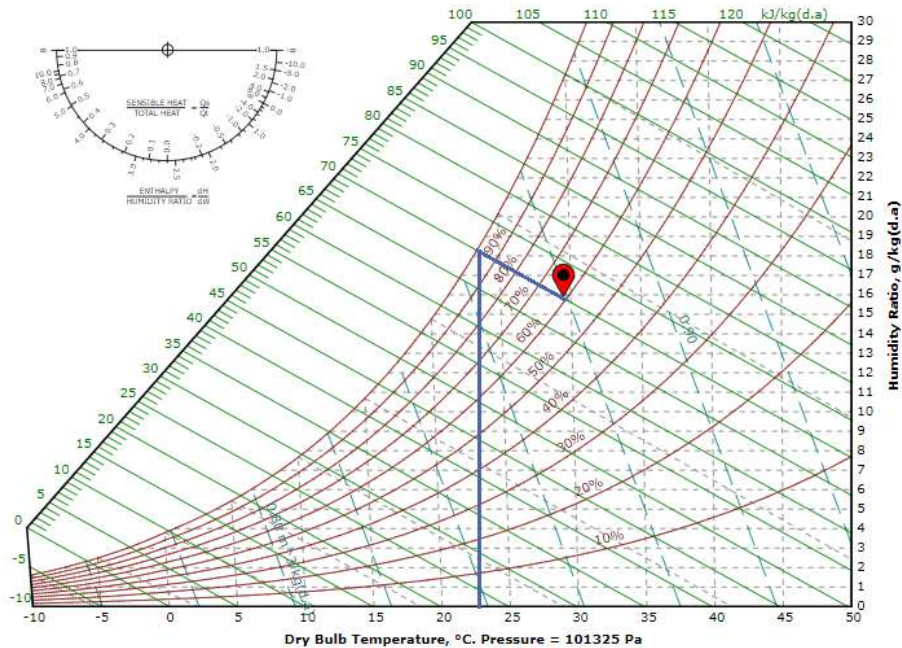


Figura 5.31. Diagrama psicrométrico, indicando TBS máxima, % humedad máxima y TBH.

Para el diseño, se busca enfriar el agua tanto como sea posible. La temperatura mínima que puede alcanzar el agua a la salida es la temperatura de bulbo húmedo del aire. Sin embargo, poner como objetivo esta condición es inalcanzable, ya que para su cumplimiento se requeriría un equipo infinitamente largo. Por lo tanto, se recomienda para asegurar la correcta operación de la torre utilizar la “aproximación al bulbo húmedo”. Esta aproximación establece que el agua de salida debe ser refrigerada 5°C por encima de la

temperatura de bulbo húmedo del aire. Con este criterio, se considera que la temperatura de salida del agua de la torre de enfriamiento es de $28,5^{\circ}\text{C}$.

Por otro lado, se requiere la temperatura de ingreso del agua a la torre, es decir, la temperatura del agua a la salida de la red de intercambiadores. En la práctica, se busca hacer uso de los recursos y equipos de la manera más efectiva posible. Es decir, se busca que el agua a la salida de la red de intercambiadores tenga la mayor diferencia de temperaturas entre entrada y salida, para aumentar la fuerza impulsora, y así disminuir el área de intercambio. Entonces, se busca que el agua de enfriamiento entre a la torre a la mayor temperatura posible. Operar con una temperatura alta de ingreso tiene sus beneficios económicos. Sin embargo, cuanto mayor sea la temperatura a ingresar a la torre, más agua se pierde por evaporación, por lo que se debe reponer continuamente mayor caudal. Además, al ser mayor la temperatura de ingreso a la torre, se genera un mayor impacto en los materiales de construcción de la misma. Siguiendo estos criterios, se suele considerar en la práctica que las temperaturas recomendadas de ingreso a las torres de enfriamiento para aprovechar al máximo su potencial, pero que no prevalezcan las pérdidas por las altas temperaturas, no superen los 50°C . A partir de lo mencionado, se selecciona una temperatura de alimentación de agua a la torre de enfriamiento de 40°C . En la **figura 5.32** se esquematiza la torre de enfriamiento, con las características de las corrientes involucradas en la misma.

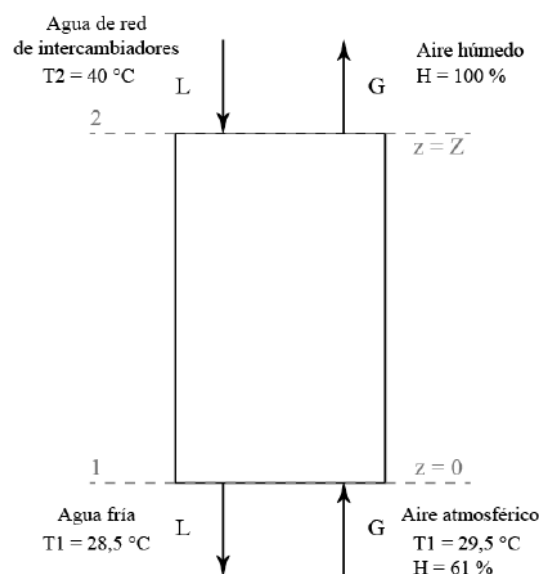


Figura 5.32. Esquema de la torre de enfriamiento.

Para poder dimensionar la torre de enfriamiento es necesario conocer el caudal de agua a procesar. Se requiere de agua de enfriamiento para los intercambiadores de calor, los condensadores y el acondicionamiento de los productos de interés, dichas cantidades figuran en la **tabla 5.36**.

Tabla 5.36. Requisitos de agua de enfriamiento.

	Intercambiadores de calor	Condensadores	Acondicionamiento de productos
Caudal requerido (m^3/h)	154,463	78,386	22,643
Caudal total (m^3/h)	255,492		

Para la selección de la torre de enfriamiento a utilizar, se utiliza el software online de la compañía MESAN USA. Se opta por una torre de tiro inducido. Utilizando los datos de temperatura de ingreso y salida del agua, la temperatura de bulbo húmedo del ambiente en el caso extremo, y el caudal de agua a enfriar que figura en la **tabla 5.36**, se selecciona para la operación la torre de enfriamiento MCC-LT-05-18.5 de MESAN USA que se observa en la **figura 5.33**, y cuyas características constructivas se especifican en la **tabla 5.37**.



Figura 5.33. Torre de enfriamiento serie MCC de MESAN USA.

Tabla 5.37. Características de la torre de enfriamiento seleccionada.

Proveedor	MESAN USA
Serie	MCC-TRL Counter Flow Induced Draft, L Type
Modelo	MCC-LT-05-18.5
Tipo de flujo	Contracorriente
Tiro	Inducido
Flujo de aire (m ³ /h)	214.700
Caudal de agua de operación (m ³ /h)	256
Pérdidas por evaporación (%)	1,917
Caudal de agua de reposición para el caudal de operación (m ³ /h)	4,907
Largo (mm)	3.605
Ancho (mm)	5.485
Altura (mm)	5.037
Tipo ventilador	Axial
Diámetro ventilador (mm)	2.940
Potencia motor ventilador (kW)	18,5

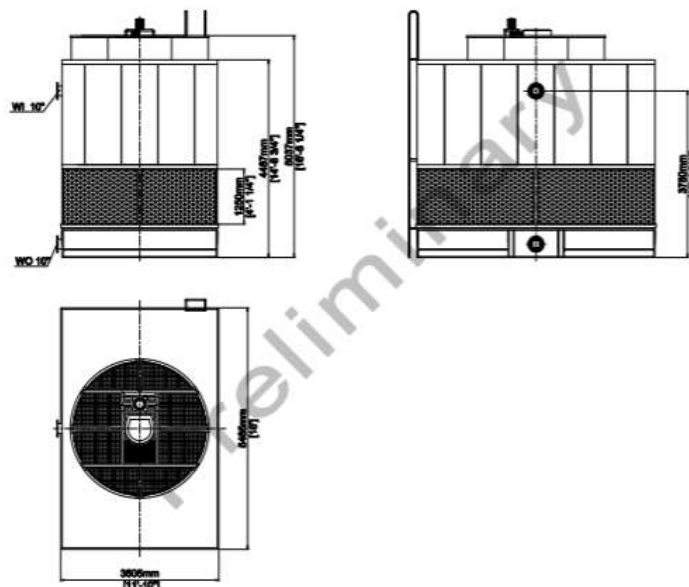


Figura 5.34. Esquema de dimensiones de torre de enfriamiento MCC-LT-05-18.5 de MESAN USA.

5.3.2.2.4. Caldera

Una caldera es un equipo a presión donde el calor procedente de cualquier fuente de energía se transforma en utilizable, en forma de calorías, a través de un medio de transporte en fase líquida o vapor. Debido a que para ciertas corrientes, como la de los reboilers y intercambiadores, se necesita trabajar a muy altas temperaturas, las calderas de vapor no resultan una opción recomendable porque se necesitan calderas que operan con presiones elevadas. Por lo tanto, se decide seleccionar una caldera de fluido térmico para el acondicionamiento en los reboilers y intercambiadores. Mientras que para los eyectores, como se requiere vapor, se selecciona una caldera de vapor.

5.3.2.2.4.1. Caldera de fluido térmico

La caldera de fluido térmico funciona a partir de un calentador conectado a un sistema de tuberías de flujo y retorno de acero al carbono que puede suministrar calor a uno o varios sistemas. Sin embargo, por las tuberías no circula agua como medio de transferencia de calor, sino que un fluido térmico. Las principales ventajas del uso de esta caldera son:

- ✓ Funcionamiento sencillo.
- ✓ No se requiere ningún tratamiento de agua o producto químico.
- ✓ Mantenimiento reducido y gran vida útil de la instalación.
- ✓ Ausencia de corrosión ya que no se utiliza agua.
- ✓ Funcionamiento en circuito cerrado: sin pérdidas del sistema.
- ✓ Elevada eficiencia de combustión.

El fluido seleccionado es DOWTHERM A. Es un fluido orgánico sintético que resulta ser estable térmicamente, diseñado para situaciones de transferencia de calor a alta temperatura de hasta 400°C. Su uso recomendado es para calentamiento.

A partir de la suma de los calores que se observan en la **tabla 5.27** para los dos rehervidores, y el calor necesario en el intercambiador N°5 (36,61 kW), se obtiene que el calor que debe entregar la caldera es de 2.465,16 kW. También, en función del caudal obtenido de

la **tabla 5.28** para los reboilers sumado al calculado para el intercambiador 5 (1.948,78 kg/h) se obtiene un caudal total a procesar de 131.222,33 kg/h que equivale a 193,12 m³/h.

Finalmente, se selecciona del catálogo de la empresa ATTUSU una caldera que cumple con estos requerimientos utilizando como fluido térmico el DOWTHERM A.

Tabla 5.38. Características de la caldera seleccionada.

Modelo	FT-2500
Potencia Térmica (kW)	2.906
Caudal de la bomba(m ³ /h)	216
Presión (bar)	12
Combustible a utilizar	Gas natural
Consumo de combustible (Nm ³ /h)	299
Volumen de aceite (m ³)	2,117
Dimensiones	
Alto con quemador (mm)	5.860
Alto (mm)	4.460
Ancho con accesorios (mm)	2.690
Diámetro (mm)	1.990
Diámetro chimenea (mm)	600

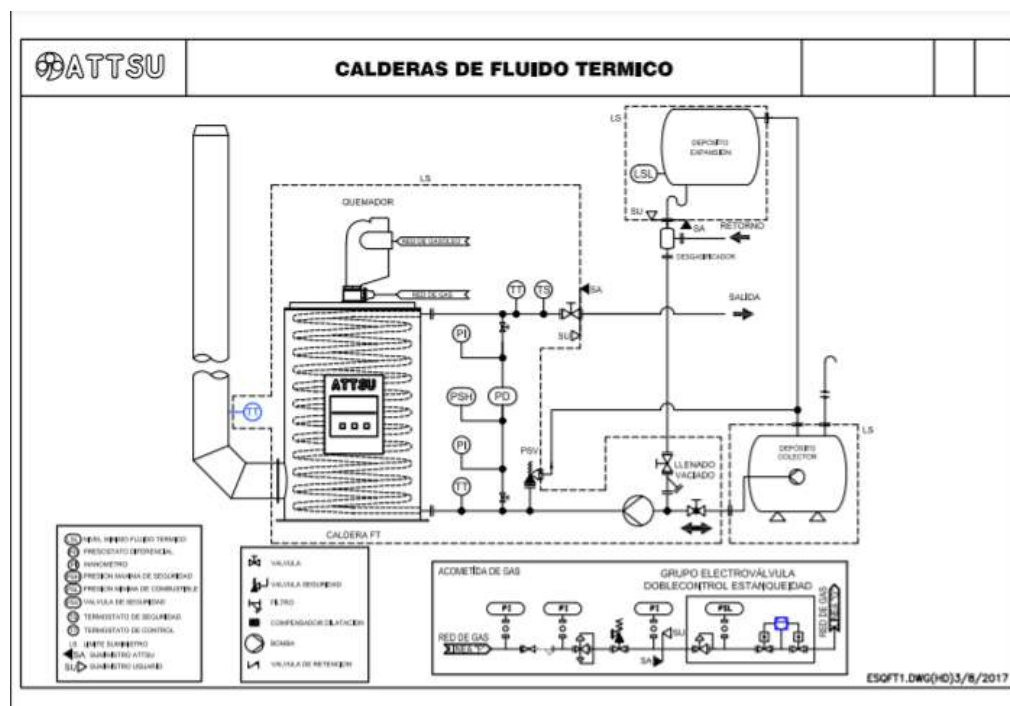


Figura 5.35. Diagrama tecnológico caldera de fluido térmico FT-2500, ATTUSU.

5.3.2.2.4.2. Caldera generadora de vapor

Como se mencionó anteriormente, para el funcionamiento de los eyectores se necesita vapor de agua. Por eso, se debe seleccionar una caldera de vapor que permita aportar a través de un fluido los requerimientos energéticos para el proceso.

Estos tipos de calderas se clasifican según la disposición de los fluidos en:

- ✓ *Acuotubulares*: el fluido de trabajo se desplaza por el interior de los tubos durante el calentamiento y los gases de combustión circulan por el exterior de los mismos. Se las suele usar cuando se requiere una presión de trabajo por encima de los 22 bar.
- ✓ *Pirotubulares*: los gases de combustión circulan por el interior de los tubos y el líquido se encuentra en un recipiente atravesado por dichos tubos. Suelen utilizarse para presiones inferiores a 22 bar.

A partir de esta clasificación y en función de los requerimientos de la planta, se selecciona una caldera pirotubular ya que se necesita vapor sobrecalentado para los eyectores a una presión de 8 bares. Para obtener dicha calidad de vapor, se setea la caldera tal que genere un sobrecalentamiento de 15°C. Los requisitos de vapor que se exigen en los eyectores se presentan en la **tabla 5.39**.

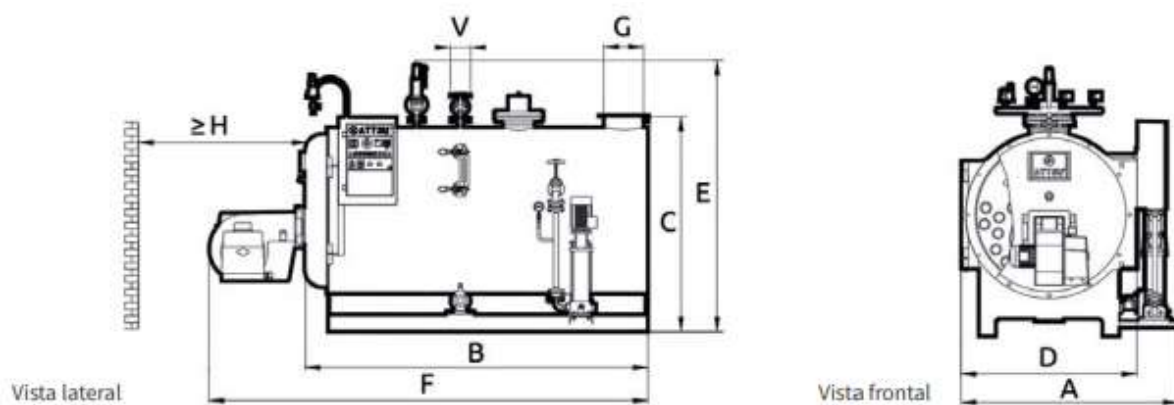
Tabla 5.39. Requisitos de vapor.

Vapor requerido (kg/h)	
Eyectores	46,92

A partir de la presión de trabajo y del caudal de vapor requerido se selecciona del catálogo de la empresa ATTUS una caldera que cumple con estos requerimientos. En la **figura 5.36** se observa un esquema de la caldera de vapor elegida y en la **tabla 5.40** las características correspondientes.

Tabla 5.40. Características de la caldera seleccionada.

Modelo	RL-50/8
Potencia Térmica (kW)	38
Caudal de vapor(Kg/h)	50
Presión (bar)	8
Combustible a utilizar	Gas natural
Consumo de combustible (Nm ³ /h)	3,3
Dimensiones	
A (mm)	1.250
B (mm)	1.050
C (mm)	1.300
D (mm)	915
E (mm)	1.680
F** (mm)	1.400
G (mm)	100
H (mm)	600

**Figura 5.36.** Caldera de vapor RL/50/8.

5.3.2.3. Sistema de separación de catalizador

5.3.2.3.1. Elección del método de separación

Debido a que el producto final del proceso debe estar libre de sólidos en suspensión, es necesaria la separación de catalizador de la corriente líquida. Se debe eliminar al catalizador

de la corriente de alcohol graso previo al proceso de purificación. Para ello, es necesario seleccionar la tecnología adecuada. Esta elección depende, principalmente, del diámetro de los sólidos a separar, de su concentración en la corriente de líquido, y del caudal total a procesar. Al trabajar con un sistema de reacción slurry, el catalizador se encuentra finamente disperso en el líquido, por lo que la separación debe ser minuciosa para evitar productos con sólidos en suspensión. En la **figura 5.37** se observan los distintos métodos de separación.

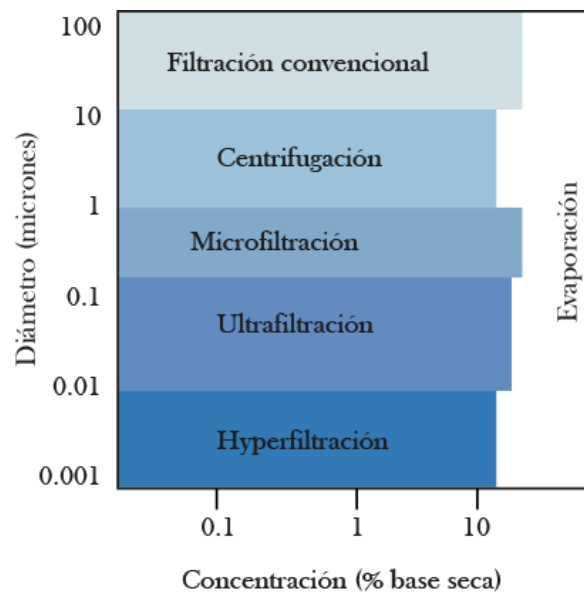


Figura 5.37. Tipo de método de separación recomendado según tamaño y concentración de sólidos.

Cálculo de concentración de sólidos y caudal a procesar

En el Capítulo 3 se calculó la masa de catalizador necesaria para llevar a cabo el sistema de reacciones. Esa masa corresponde al catalizador presente en el reactor, sin embargo, ahora se debe calcular la masa de catalizador presente en la corriente a separar (es decir, a la salida del reactor y luego de la separación del hidrógeno). Para llevar adelante dicho cálculo se asume que la relación másica entre el catalizador presente en el reactor y el líquido se mantiene constante para la corriente efluente. Por lo tanto:

$$\% w/w_{cat} = \frac{Caudal_{másico, catalizador}}{Caudal_{másico, líquido salida}} = 4 \%$$

Se obtienen los caudales máscicos y volumétricos posterior al sistema de reactores y al sistema de recuperación de hidrógeno y eliminación de agua y glicerina del simulador UniSim:

$$Q_{\text{liquido}} = 9,689 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$W_{\text{liquido}} = 6.171 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

A partir de dichos valores y la relación peso en peso de catalizador/líquido se calcula el flujo máscico y volumétrico de catalizador:

$$W_{\text{catalizador}} = W_{\text{liquido}} * \% w/w_{\text{cat}} * \frac{1}{100} = 246,84 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{catalizador}} = \frac{W_{\text{catalizador}}}{\rho_{\text{catalizador}}} = 0,0537 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Entonces:

$$Q_{\text{total}} = Q_{\text{liquido}} + Q_{\text{catalizador}} = 9,743 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Por lo tanto, se conoce el porcentaje de sólidos y flujo de la corriente que se le debe realizar el proceso de separación. Los parámetros correspondientes a dicha corriente se presentan en la **tabla 5.41**.

Tabla 5.41. Parámetros de la corriente a ingresar a la centrífuga.

Flujo volumétrico total (m ³ /h)	9,743
Flujo volumétrico de líquido (m ³ /h)	9,689
Diámetro de catalizador (m)	4*10 ⁻⁶
Concentración de catalizador (% p/p)	4
Densidad del líquido (kg/m ³)	812
Densidad del catalizador (kg/m ³)	4.600

Debido a las propiedades del catalizador y su concentración en la corriente líquida compuesta mayoritariamente por alcoholes grasos, siguiendo la **figura 5.37**, el método de separación adecuado es la centrifugación.

5.3.2.3.2. Centrifugación

La centrifugación es un método de separación que utiliza la fuerza centrífuga para separar partículas de acuerdo a distintas propiedades que estas posean, como su peso o densidad. Dentro de los tipos de centrífuga se encuentran las centrífugas de sedimentación. En este tipo de equipos debe existir una diferencia de densidades entre los componentes a separar, aquél que sea más denso tenderá a moverse y depositarse en las paredes del separador, por acción de la fuerza centrífuga. Observando la **tabla 5.41** es notable la diferencia de densidades entre el sólido y el líquido, por lo que la separación por centrifugación es posible. Una característica de este tipo de separadores es el factor G , que relaciona la aceleración centrífuga del equipo con la fuerza de gravedad. Es un parámetro que se suele utilizar para definir la capacidad de separación del equipo, a mayor G mayor capacidad de separación.

Entre los tipos de centrífugas de separación se encuentran: de tipo bowl tubular, de canasta, de discos, y decantadora. El uso de cada una depende del tipo de separación que se quiera lograr, tamaño de partícula y concentración en la alimentación. Además, dependiendo de la operación el proceso puede ser continuo, semi-continuo o batch. Las principales características que llevan a la elección del equipo es el contenido de sólidos y el diámetro de partícula. En la **figura 5.38** se observan los equipos recomendados según el contenido de sólidos de la corriente a separar, y en la **figura 5.39** según el diámetro equivalente de partícula.

Tipo de separador	Contenido de sólidos (% p/p)									
	0		20		40		60		80	100
Centrifuga con cámara de bowl										
Centrifuga de pared sólida										
Separador autolimpiante										
Separador de boquilla										
Centrifuga de decantación										

Figura 5.38. Recomendaciones de equipos según contenido de sólidos.

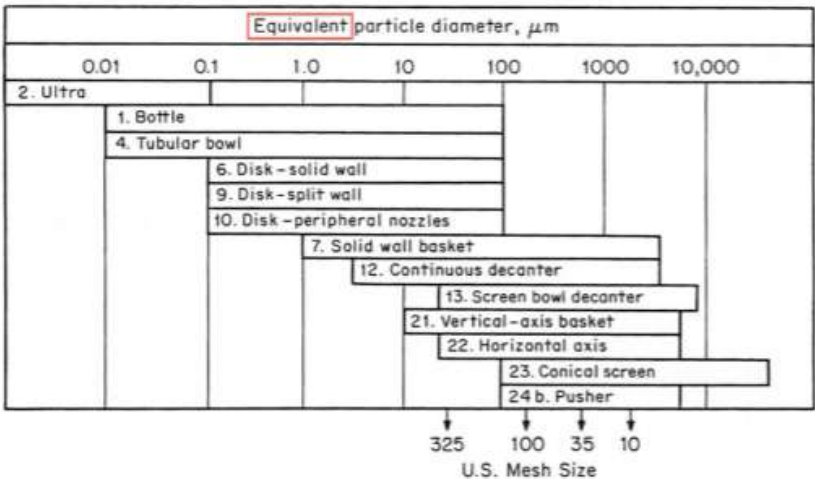


Figura 5.39. Selección de equipo de separación según el diámetro equivalente de partícula.

Observando las figuras 5.38 y 5.39, y relacionándolas con los datos de la tabla 5.41, se concluye que la mejor alternativa para la separación es una centrífuga de discos. En la tabla 5.42 figuran las características que debe poseer la corriente a separar.

Tabla 5.42. Características recomendadas de la corriente de alimentación y sólido.

Tamaño de sólido (μm^3)	0,1 - 100
Concentración de sólidos (% p/p)	0,05 - 10%

Centrífuga de discos

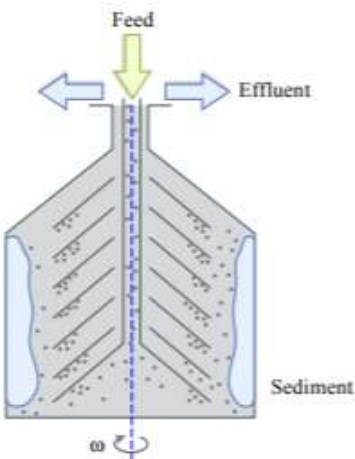


Figura 5.40. Centrífuga de discos de tipo batch o pared sólida.

La alimentación ingresa por el tope de la centrífuga, que rota a alta velocidad. La corriente es dividida en varias capas por la presencia de los discos y crea una gran superficie de clarificación. La separación sólido-líquido tiene lugar en el interior de los mismos. Debido a la diferencia de densidades entre el sólido y el líquido, y la aceleración centrípeta dada por la rotación, se fuerza a las partículas a trasladarse en dirección radial hacia las paredes de la centrífuga. De esta manera, las partículas se acumulan en una cámara de sólidos y pueden ser posteriormente extraídas. El líquido clarificado es expulsado por la parte superior del equipo. Hay tres tipos de centrífugas de discos, que se clasifican según su operación: continua, semi-continua o batch. Es decir, la descarga del sólido puede ser constante, intermitente, o manual. Las primeras dos cuentan con un sistema automático de expulsión de sólidos. Se pueden observar los tres tipos de equipos en la **figura 5.41**.

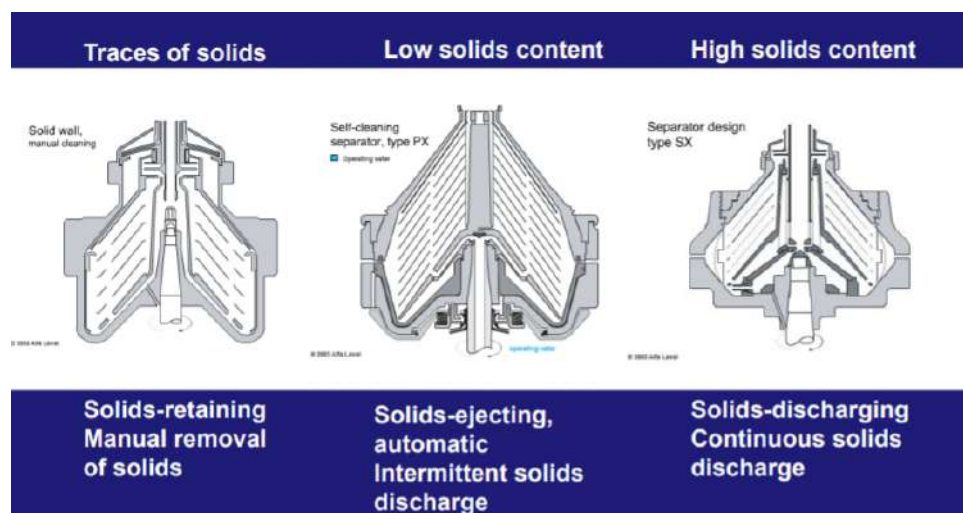


Figura 5.41. Tipos de centrífugas de discos (Alfa Laval).

Principios de separación

En las centrífugas son distintos los factores que afectan el grado de separación sólido-líquido. Entre ellos se puede destacar el área del equipo, la diferencia de densidades, la velocidad angular, la viscosidad de la alimentación y los caudales de operación.

La velocidad de sedimentación de una partícula esférica en un medio está descrita por la ley de Stokes. Cuando a una partícula se le aplica una fuerza ésta se acelera, hasta que

alcanza una velocidad a la cual la resistencia a su movimiento es igual a la fuerza aplicada. La fuerza aplicada puede ser la gravedad, o en este caso, la fuerza centrífuga. Planteando el balance de fuerzas para una partícula esférica, y reordenando, se llega a la velocidad de sedimentación de una partícula:

$$V_{Sedimentación} = \frac{d^2(\rho_p - \rho_l)\alpha}{18\mu}$$

Siendo:

- ✓ d: diámetro de partícula
- ✓ ρ_p : densidad de partícula
- ✓ ρ_l : densidad del líquido
- ✓ μ : viscosidad del líquido
- ✓ α : aceleración centrípeta ($\alpha = r\omega$)

El gasto volumétrico de una centrífuga (throughput) es el caudal que debe ingresar para generar un determinado grado de separación del sólido del líquido. Dicho gasto volumétrico se denota como Q y corresponde a:

$$Q = A * V_{Sedimentación}$$

Donde A es el área superficial, y es característica del equipo. Para el caso de una centrífuga de discos:

$$A = \frac{2\pi n \omega^2}{3g} (R_0^3 - R_1^3) \cotg \theta$$

Siendo:

- ✓ R_0 : Radio externo de los discos
- ✓ R_1 : Radio interno de los discos
- ✓ n: número de discos
- ✓ θ : ángulo de inclinación de los discos

Siendo 100% el grado de separación, resulta:

$$Q = \frac{d^2(\rho_p - \rho_l) \alpha}{18 \mu} \left[\frac{2 \pi n \omega^2}{3 g} (R_0^3 - R_1^3) \cot g \theta \right]$$

Observando la expresión del gasto volumétrico, es notable que el mismo depende de las características constructivas del equipo, así como las propiedades de la solución a separar. El gasto volumétrico, o throughput, es un parámetro de diseño de los equipos. Generalmente, es informado por los proveedores, por lo que la selección del equipo se realiza siguiendo este valor (además de, por ejemplo, materiales de construcción, temperaturas y presiones máximas de operación, entre otros).

A partir del caudal a procesar por la centrífuga, se selecciona el modelo DGC 550 de Crown Machinery. Sus características se presentan en la **tabla 5.43**, y se observa al equipo en la **figura 5.42**. El equipo cuenta con un sistema hidráulico automático de descarga de sólidos, un motor eléctrico para la rotación de la centrífuga, y una bomba para la descarga de líquidos por la parte superior.



Figura 5.42. Centrífuga de discos DGC 550 Crown Machinery.

Tabla 5.43. Características de centrífuga de discos.

DGC 550 - Crown Machinery	
Velocidad de rotación (rpm)	6.000
Capacidad volumétrica (m ³ /h)	10
Potencia requerida (kW)	22
Ancho (m)	1,8
Largo (m)	1,85
Altura (m)	1,9
Material de construcción	Acero Inoxidable 304

Se considera que la centrífuga tiene una eficiencia del 100% y separa al sólido completamente de la mezcla. Pero como al finalizar la reacción el catalizador se encuentra recubierto de alcohol graso, es probable que la corriente efluente de la centrífuga se asemeje a un barro. Sin embargo, se desconoce la proporción de alcohol disponible en esta fase.

5.3.2.3.3. Filtración

Los filtros cumplen un rol complementario al sistema de separación centrífugo. El líquido que haya atravesado la centrífuga puede llegar a contener trazas de sólido, que no fueron eliminados completamente por el equipo. Debido a que se busca que para la destilación la corriente no contenga catalizador en suspensión, se debe llevar a cabo la filtración de la corriente líquida. La filtración es una última etapa de protección cuya función es retener las últimas partículas de sólido.

A pesar de ello, como se considera que la centrífuga tiene una capacidad de separación del 100%, no resulta necesaria la selección de un filtro. Cabe destacar que podría llegar a requerirse uno en caso de que la centrífuga no posea la eficiencia considerada, pero en el presente diseño resulta prescindible.

5.3.2.3.4. Tanque agitado continuo

A continuación del centrifugador se coloca un tanque agitado continuo, como se observa en el esquema total de la planta (**figura 5.1**). Dicho equipo tiene la función de reponer una fracción de catalizador fresco e incorporarlo a la fase slurry. Previo al tanque se retira una parte del catalizador utilizado, por lo que la incorporación de catalizador fresco no sólo tiene la función de mejorar la actividad de la fase slurry, sino que también mantener la masa del mismo constante.

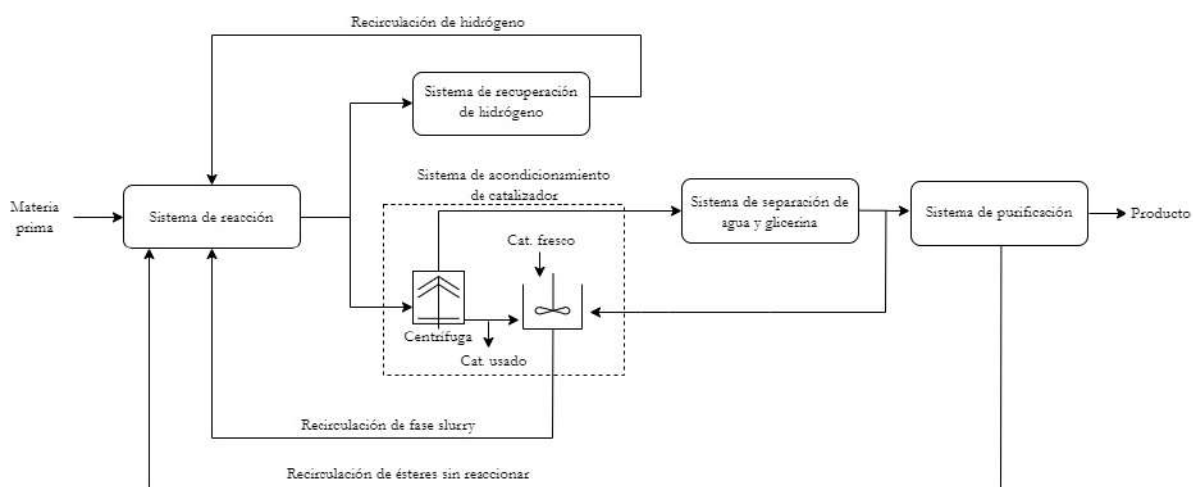


Figura 5.43. Distribución del sistema de acondicionamiento de catalizador en la planta.

En la **figura 5.43** se representa la ubicación del separador centrífugo y el TAC en el sistema. Cabe aclarar que, a modo de simplificación durante la simulación, dichos equipos no fueron colocados en la misma.

5.4. Análisis de consumo energético

En la **tabla 5.44** se presenta un resumen de los consumos energéticos que generan los principales equipos auxiliares utilizados en la planta.

Tabla 5.44. Consumo eléctrico de la planta.

Equipo	Consumo eléctrico (kW)
Arreglo de bombas 1	58,68
Arreglo de bombas 2	91,43
Arreglo de bombas 3	1,23
Bombas secundarias	12,65
Compresor	29,83
Ventilador de la torre de enfriamiento	18,5
Centrífuga de discos	22
SUBTOTAL	234,32
Adicionales (35% del total)	82,01
TOTAL	316,33

Se considera como estimación válida incluir un 35% adicional debido a que no se conoce el consumo eléctrico de algunos equipos auxiliares y, además, se tienen en cuenta otros equipos que no fueron diseñados hasta el momento. Finalmente, el consumo energético total de la planta es de 316,33 kW.

5.5. Bibliografía

- ✓ Castle Pumps. *Nova Rotors MN Series Progressive Cavity Pump*.
- ✓ Cátedra de Transferencia de Masa. Universidad Nacional de Mar del Plata. (2020). *Torres de enfriamiento*.
- ✓ Climate Data. *Clima Tortuguitas, Buenos Aires*. Retrieved Septiembre, 2021, from <https://es.climate-data.org/america-del-sur/argentina/buenos-aires/tortuguitas-76478>
- ✓ Hewitt, G. F. (n.d.). *Reboilers*. 10.1615/AtoZ.r.reboilers
- ✓ Mesan USA. (n.d.). *MESAN Cooling Tower Selection*. Retrieved Septiembre, 2021, from <http://usa.mesanct.com/>
- ✓ Seguas. (n.d.). *Usos del agua en refrigeración y climatización industrial*. from <https://www.seguas.com/agua-usos-refrigeracion-climatizacion-industrial/>
- ✓ Treybal, R. (1970). *Operaciones de Transferencia de Masa*. Hispanoamérica S.A.
- ✓ Vaxasoftware. (n.d.). *PROPIEDADES DEL AGUA - Calor específico del agua entre 0 °C y 100 °C*.
- ✓ Cátedra Trabajo Final. Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional De Mar del Plata. *INTEGRACIÓN DE CALOR*.
- ✓ Salcedo, M. R. Universidad de Alicante. (2011). *MECÁNICA DE FLUIDOS - Impulsión de fluidos*.
- ✓ Ludwig, E. E. (1964). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*.
- ✓ Ingeniería de Fluidos. (n.d.). *VÁLVULA REDUCTORA DE PRESIÓN -DESCRIPCIÓN DE FUNCIONAMIENTO Y USOS*. Septiembre, 2021, from <https://www.ingenieriadefluidos.com/valvula-reductora-de-presion>
- ✓ Emerson. *The Industry Standard for Pressure Regulators. A condensed guide to selecting regulators for air, steam, tank blanketing/vapor recovery, liquids, process and fuel gas applications*.
- ✓ Emerson. (2021). *Regulador de presión sanitario tipo SR5 Fisher™*. <https://www.emerson.com/es-es/catalog/fisher-sr5-es-es>

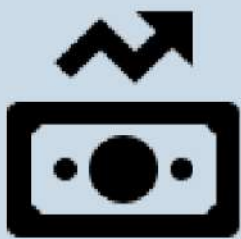
- ✓ Universidad Nacional Mayor de San Marcos. *Cálculo de la potencia de la bomba del sistema de rociadores para enfriamiento del tanque y del sistema contra incendios.*
https://sisbib.unmsm.edu.pe/bibvirtualdata/tesis/ingenie/monge_t_m/anexo-8.pdf
- ✓ SISTEMAS HIDRONEUMÁTICOS C.A. *MANUAL DE PROCEDIMIENTO PARA EL CÁLCULO Y SELECCIÓN DE SISTEMA DE BOMBEO.*
- ✓ Santiago, O. (2016). *3 métodos para el almacenamiento de hidrógeno.* Apilados.
- ✓ Tenaris. *Cilindros de gas y grandes contenedores.* Cilindros para gases de alta presión.
<https://www.tenaris.com/es/productos-y-servicios/industrial-y-mecanica/cilindros-de-gas-y-grandes-contenedores>
- ✓ Barderas, A. V. (n.d.). Capítulo VII Rehervidores. *Ingeniería del calor.*
- ✓ Babcock Wanson. *Calderas de fluido térmico.*
<https://www.babcock-wanson.com/es/categoria-producto/calderas-de-fluido-termico/>
- ✓ Consejería de Economía y Hacienda. *Guía básica: Calderas Industriales Eficientes.*
- ✓ Petroleum Engineering Handbook, SPE (Society of Petroleum Engineers). Vol III, Facilities and Construction Engineering. 9 - "Piping and Pipeline"
<http://petrowiki.org/File%3AVol3FCECover.png>.
- ✓ SIHImulti, Type MSC/MSM. (2015) "Modular multistage pumps". Flowserve HALBERG Pumps.
- ✓ Diaz Ruiz, Emmanuel. (2013). Trabajo de Investigación. Tlanguistenco, México.
<https://1library.co/document/zwowekgy-caracteristicas-tecnicas-bombas-de-desplazamiento-positivo.html>.
- ✓ GEA Process Engineering. "Sistemas de vacío por eyección". GEA Wiegand GmbH.
- ✓ Compresor de pistón - 4VX - RIX Industries - de nitrógeno / para oxígeno / de hidrógeno.
(n.d.). DirectIndustry. Retrieved 2021, from
<https://www.directindustry.es/prod/rix-industries/product-64885-525115.html>

- ✓ *Beneficios del compresor sin aceite.* (2019, August 23). Record Electric. Retrieved 2021, from <https://www.recordelectric.com/5-beneficios-del-compresor-sin-aceite>
- ✓ Walas, S. M. Chemical Process Equipment. Selection and Design.
- ✓ Dow Inc. DOWTHERM A Heat Transfer Fluid.
- ✓ *Spherical Tanks.* Tanksan. Retrieved 2021, from <https://www.tanksan.com/en/sphercial-accumulation-tanks>
- ✓ *Hortonsphere®.* (n.d.). McDermott. Retrieved 2021, from <https://www.mcdermott.com/getmedia/3e01d2b7-392b-40fa-88ef-4c82fde83149/hortonsphere-2020-digital.pdf.aspx>
- ✓ *Modelo FT CALDERAS DE ACEITE TÉRMICO.* (n.d.). ATTSU. Retrieved 2021, from <https://www.attsu.com/uploads/files/producto/attsu-ft-vertical-caldera-de-aceite-termico/catalogo-ft-espanol.pdf>
- ✓ *CALDERAS DE VAPOR Modelo RL.* ATTSU. Retrieved 2021, from <https://www.attsu.com/uploads/files/producto/attsu-rl-calderas-de-vapor-y-generator-es-reparacion-frabricacion/catalogo-rl-espanol-q9j.pdf>
- ✓ *DOWTHERM™ A Heat Transfer Fluid.* (n.d.). Dow. Retrieved December 3, 2021, from <https://www.dow.com/es-es/pdp.dowtherm-a-heat-transfer-fluid.238000z.html>
- ✓ GEA Wiegand GmbH. (n.d.). Jet Pumps, Mixers, Heaters & Vacuum Systems. <https://www.gea.com/es/products/vacuum-systems/ejector-systems/index.jsp?i=chemical>

- ✓ Exxon-Mobil. 1996. Design Practices. Compressors, Ejectors, Exxon Research and Engineering Company.

CAPÍTULO 6

Análisis económico del proyecto



6.1. Resumen ejecutivo

El objetivo del capítulo es realizar un análisis económico del proyecto. Para ello se estudian los costos involucrados en la inversión y la operación de la planta. A partir de su observación, se realiza un análisis de rentabilidad para justificar la inversión en el proyecto.

En primer lugar, se analizan los costos de inversión (CapEx). Para ello, se estiman los costos de los equipos principales involucrados en el proyecto incluyendo su instalación y el costo de fletes y seguros para aquellos que sean importados, el terreno y otros costos que consideran la carga de catalizador presente en el reactor y el fluido térmico que se usa en la caldera. Se utiliza el método de los factores para estimar la inversión fija, y luego se calcula la inversión fija total y la inversión total. Además, se estima el capital de trabajo. Los resultados se presentan en la **tabla 6.1**.

Tabla 6.1. Resultados de los costos de inversión en USD.

Costo total equipos	4.768.398
Terreno	1.705.300
Inversión fija	17.890.432
Otros costos	386.974
Inversión fija total	19.982.706
Capital de trabajo	1.998.271
Inversión total	21.980.977

En segundo lugar, se estiman los costos de operación (OpEx). Se dividen en dos categorías: costos variables y costos fijos. Para su estimación, se utiliza la capacidad nominal definida en el Capítulo 2 (2 ton/h) y se considera que la planta opera 24 horas por día y 345 días por año. Los mismos se detallan a continuación en la **tabla 6.2**.

Tabla 6.2. Costos fijos y variables.

Costos variables		Costos fijos	
Materia prima	5.664.599	Depreciación	805.069
Mano de obra	211.546	Impuestos	268.356
Supervisión	37.021	Seguros	134.178
Servicios	488.799	Ventas y distribución	894.240
Mantenimiento	143.052	Dirección y administración	52.886
Suministros	134.178	Investigación y desarrollo	819.720
Laboratorio	23.270		
Catalizador	5.382.000		
Total	12.084.465	Total	2.974.451

Una vez realizado el análisis de los costos de inversión y de operación se debe determinar la viabilidad del proyecto. Se realiza un estudio de rentabilidad. En primer lugar, se plantea un cuadro de usos y fuentes para determinar los flujos de caja en cada año del proyecto, considerando que el mismo tiene 20 años de vida útil. Para evaluar la rentabilidad se utilizan distintos métodos, que se diferencian en si considera o no el valor temporal del dinero. Para el proyecto se calcula el valor presente, la tasa interna de retorno y el tiempo de repago. Los resultados obtenidos se observan en la **tabla 6.3**. Del análisis de los mismos se concluye que el proyecto es rentable.

Tabla 6.3. Resultados de los distintos factores de rentabilidad.

Valor presente (USD)	Tasa interna de retorno (%)	Tiempo de repago (años)
23.326.701	39,2	2

En el presente capítulo también se calcula el punto de equilibrio, como se observa en la **tabla 6.4**, el cual corresponde al punto de actividad de la empresa donde no se generan ganancias ni pérdidas.

Tabla 6.4. Punto de equilibrio del proyecto.

Punto de equilibrio	
Neq (ton/año)	2.779
ITeq (USD/año)	5.002.525

Finalmente, se realiza un estudio de sensibilidad para evaluar el impacto en la rentabilidad ante la modificación de una variable crítica. En particular, se analiza cómo influye la variación en el precio de venta, en los costos de materia prima y en la inversión fija, en la rentabilidad del proyecto. Se concluye que los precios de venta constituyen la variable de mayor importancia en la rentabilidad del proyecto ya que una disminución de más de un 25% de los mismos generan que la TIR decrezca por debajo de la TRMA, haciendo no rentable al proyecto. Mientras que los costos de materia prima e inversión fija son poco sensibles.

6.2. Costos de inversión (CapEx)

La investigación del mercado permite establecer la cantidad de productos (bienes industriales y servicios) a vender y, como consecuencia de ello, fija las bases mínimas para determinar la capacidad de la planta industrial a instalar. Es decir, está relacionada directamente con la inversión. Esta, 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.

La inversión de la empresa se define como la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación, ya sea de bienes industriales o servicios. 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:

- 1) *Inversión fija total (IFT)*: es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Constituye la suma del valor de todos los activos de la planta. Los activos fijos tangibles se integran con la maquinaria, terreno, edificios, instalaciones auxiliares; y los intangibles: las patentes, conocimientos técnicos, gastos de organización.
- 2) *Inversión en capital de trabajo (IW)*, también llamado "capital de giro": comprende las disponibilidades de capital necesario para que, una vez que la planta se encuentre instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios técnico-económicos. Es el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, es decir, financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas.

El cálculo de la inversión total (IT) se realiza sumando las partes anteriormente mencionadas, mediante la siguiente expresión:

$$IT = IFT + IW$$

La inversión fija total se define como la suma entre la inversión fija y el terreno.

$$IFT = IF + \text{terreno}$$

6.2.1. Inversión fija

6.2.1.1. Equipamiento

Existe una extensa bibliografía sobre precios de equipos y construcción de plantas (extranjeras). Esta bibliografía es valiosa para el ingeniero de procesos, pero debe utilizarse con prudencia (ya que los datos de costos se publican, en la mayoría de los casos, sin explicaciones sobre su cálculo y consideraciones). Se deben conocer los precios de los equipos principales utilizados para llevar a cabo el proceso de producción de alcoholes grasos. Además, se debe incluir el precio que requiere la instalación de los mismos y, si es necesario, el precio por importación incluyendo seguros y fletes.

Debe tenerse en cuenta que, en la mayoría de los casos, los precios encontrados corresponden a períodos anteriores y se deben hacer modificaciones debido al cambio de las condiciones económicas a través del tiempo. Para ello, se utiliza el índice de costos. Además, en los casos en los que la capacidad del equipo requerido no sea la misma que la presente en bibliografía se debe recalcular el costo del equipo con el factor costo-capacidad.

6.2.1.1.1. Índice de costos

Un índice de costos es un número adimensional que muestra la relación entre el precio de un bien en un tiempo "t" y el precio del mismo bien en un tiempo "t base".

Si se conoce el precio pasado en una fecha determinada, el precio presente se puede calcular por la siguiente expresión:

$$\text{Precio presente} = \text{Precio original} * \frac{\text{Índice a tiempo presente}}{\text{Índice a tiempo del precio original}}$$

Existen publicaciones extranjeras, como la revista Chemical Engineering, que publica regularmente varios indicadores económicos, entre ellos:

- Índice para equipos de Procesos (Marshall & Swift Equipment Cost Index, 1926 = 100), antes denominado Marshall & Stevens. Es un índice promedio ponderado del precio de los equipos sin instalar en ocho diferentes industrias de procesos.
- Índice para plantas de Procesos (Chemical Engineering Plant Cost Index, 1957- 1959).

En la mayoría de los países desarrollados, algunos índices se actualizan en forma permanente, diaria o al menos por semana. Sin embargo, en otros países, la actualización es mensual, anual o no se realiza nunca. Para el caso en cuestión, el índice más actual encontrado es el del año 2019 y se utilizará para actualizar los precios que se encuentren estimados en años anteriores. En la **tabla 6.5** se presentan los índices de costos para plantas de procesos químicos utilizados a lo largo del capítulo. Cabe aclarar que el estimador de costos de equipamiento online de Mc. Graw Hill evalúa los mismos al año 2002, por lo cual deben ser actualizados. También se utiliza el software Matches Process Equipment Cost Estimates que evalúa los costos de los equipos en el año 2014.

Tabla 6.5. Índices de costos para plantas químicas

Año	Índice de costos para plantas
2002	390,4
2014	576,1
2019	607,5

6.2.1.1.2. Factor costo-capacidad

En general, la inversión fija no crece en la misma proporción que lo hace el tamaño. Por este motivo, cuando se dispone de datos para un proyecto similar, pero de diferente capacidad del deseado, pueden aproximarse los precios de plantas o equipos mediante la siguiente ecuación:

$$I_A = I_B * \left(\frac{Q_A}{Q_B} \right)^x \quad \text{Ecuación 6.1}$$

Donde:

✓ I_A = inversión deseada para la capacidad Q_A

✓ I_B = inversión conocida para la capacidad Q_B

El exponente “x” de la **ecuación 6.1** se conoce como el factor costo-capacidad. También, se conoce esta relación como la regla de los seis décimos porque, tradicionalmente, cuando el valor específico no era conocido, el valor promedio usado era de 0,6. Puede tomar valores desde 0,2 hasta mayores que 1,0. Fue aplicado a la estimación de valor de adquisición de equipos por R. Williams en 1947 y luego a la estimación de la inversión de plantas por C. Chilton en 1960. En ausencia del factor costo-capacidad para el equipo que es necesario cambiar la capacidad, se recomienda usar el factor 0,67.

6.2.1.1.3. Resumen del costo de los equipos principales

A continuación, en la **tabla 6.6** se presenta un resumen de los costos de los equipos principales involucrados en el proceso. Además, se presenta el valor de la inversión total de los equipos con instalación, la cual se la considera como un 37,5 % del costo total de los equipos ya nacionalizados. Se toma este valor ya que es el promedio entre los valores

propuestos por la cátedra de “Ingeniería Económica” (20% para ingeniería inmediata y 55% para instalación compleja). Cabe aclarar que para los equipos importados se considera un 30% adicional del costo total de los mismos para incluir los costos de fletes, seguros y nacionalización. Los equipos que se consideran exentos de este cargo, es decir que pueden ser contruados en el país debido a su amplia necesidad y su tamaño son:

- ✓ Torres de destilación
- ✓ Tanques de almacenamiento
- ✓ Tanques agitados
- ✓ Reactor slurry

Tabla 6.6. Costos en dólares de los equipos principales.

Equipo	Costo base (USD)	Año de referencia	Costo actualizado (2019)	Costo total (+ Flete y seguros)	Fuente
Bomba de cavidad progresiva	12.400	2014	13.076	16.999	Matches
Centrífuga de discos	115.942	2002	180.417	234.543	MHHE
Bombas centrífugas, arreglo 1	14.062	2002	21.882	28.446	MHHE
Bombas centrífugas, arreglo 2	16.926	2002	26.338	34.240	MHHE
Bombas centrífugas, arreglo 3	959	2002	1.492	1.940	MHHE
Bomba circulación agua enfriamiento	10.583	2002	16.468	21.409	MHHE
Bomba circulación fluido calefactor	21.323	2002	33.181	43.135	MHHE
Compresor	40.117	2002	62.426	81.154	MHHE
Reactor slurry	783.717	2021	778.270	778.270	AliBaba
Torre de destilación 1	37.187	2002	57.866	57.866	MHHE
Torre de destilación 2	46.142	2002	71.801	71.801	MHHE
Eyector, 2 etapas	8.758	2002	13.628	17.717	MHHE
Eyector, 3 etapas	24.665	2002	38.381	49.896	MHHE
Caldera de vapor	17.515	2002	27.255	35.432	MHHE
Caldera de fluido térmico	334.193	2002	520.036	676.047	MHHE
Torre de enfriamiento	425.900	2014	449.113	583.847	Matches
Separador flash 1	21.972	2014	23.169	30.120	Matches
Separador flash 2	21.972	2014	23.169	30.120	Matches
Intercambiador 1	71.700	2014	75.608	98.290	Matches
Intercambiador 2	1.460	2014	1.540	2.002	Matches
Intercambiador 3	30.500	2014	32.162	41.811	Matches
Intercambiador 4	3.200	2014	3.374	4.387	Matches
Intercambiador 5	1.095	2014	1.155	1.501	Matches
Intercambiador hexadecanol	930	2014	981	1.275	Matches
Intercambiador octadecanol	2.100	2014	2.214	2.879	Matches
Tanques de almacenamiento de H ₂	280.132	2002	435.912	435.912	MHHE
Tanques de almacenamiento de alcohol	34.911	2002	54.325	54.325	MHHE
Aislante	13.829	2002	1.098	1.098	MHHE
Tanque agitado	20.222	2002	31.467	31.467	MHHE

El precio total de los equipos incluyendo su instalación es de:

$$Total\ equipos = IE = 4.768.398\ USD$$

En la **figura 6.1** se representa la distribución de los costos de los equipos principales. En primer lugar, se observa que el reactor slurry representa la mayor proporción de los costos debido a que es un equipo complejo. Es común que esto ocurra en la distribución de costos de equipos de una industria de este tipo. El reactor a utilizar tiene un diseño especial debido al tubo interno, con un espesor de pared alto, y construido de acero inoxidable 304. Además, requiere resistencia a altas presiones. Estas condiciones ocasionan un alto costo de inversión en el equipo. Además, es notable que las calderas también representan una alta fracción de los costos de los equipos. Se requieren dos calderas para el proceso, una generadora de vapor y otra que opere con fluido térmico. Son equipos complejos, con una gran cantidad de accesorios y sistemas de seguridad. Esto genera que sean equipos costosos. También, se puede observar que la torre de enfriamiento representa un alto porcentaje de los costos de equipos. Aunque es un equipo con un costo relativamente alto respecto al resto de los utilizados, luego esto se ve compensado en la disminución en gasto de fluido auxiliar, ya que se utiliza agua para la operación y se reutiliza en el sistema, evitando su desperdicio. En último lugar, otro costo significativo es el de los tanques de almacenamiento. Generalmente, los tanques de almacenamiento de gases a alta presión son costosos, y más aún cuando son de grandes dimensiones. Sin embargo, es una inversión inicial que se debe realizar, para evitar precisar un suministro externo de hidrógeno constante, lo que facilita la producción diaria.

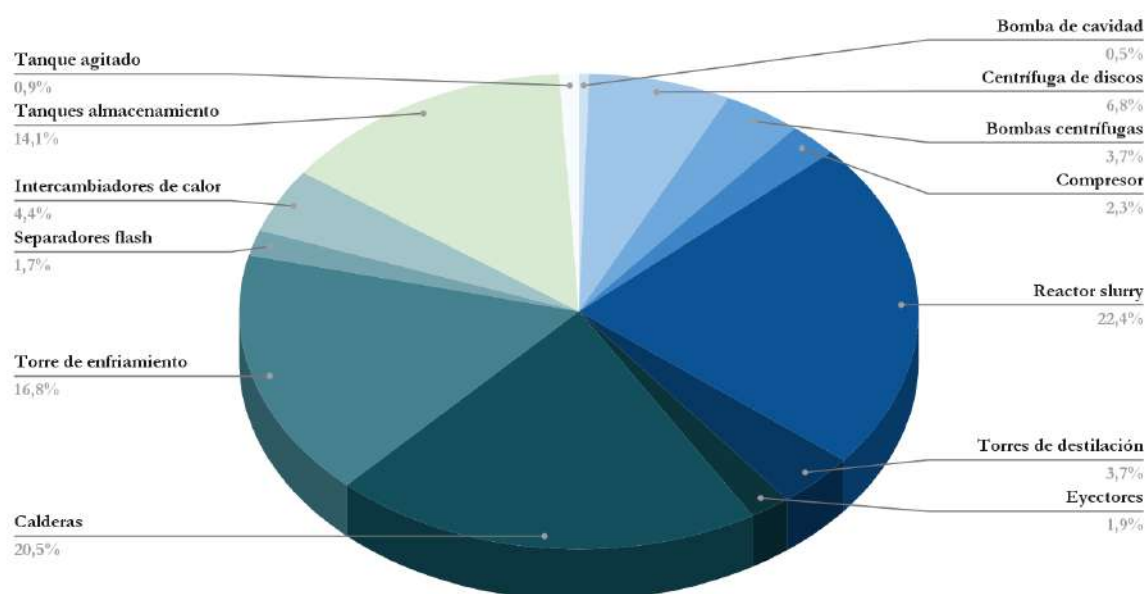


Figura 6.1. Distribución de los costos de los equipos principales de la planta.

6.2.1.2. Terreno

El gasto del terreno está relacionado con la ubicación, dependiendo si la zona es rural o industrializada. La decisión de dónde localizar la planta tiene importantes consecuencias sobre el futuro desarrollo del negocio. Es importante elegir un lugar estratégico, con el fin de impulsar el desarrollo de la empresa y minimizar los costos de producción. Por esta razón, es conveniente realizar un estudio exhaustivo y tener en cuenta distintos aspectos que pudieran llegar a afectar el proyecto. Este análisis se realizó anteriormente en el capítulo 1 y se decidió ubicar la planta en el Parque Industrial Privado Tortuguitas, en el partido de Malvinas Argentinas de la Provincia de Buenos Aires. Se estima que se requerirá de un terreno de 2 hectáreas para disponer los equipos principales y auxiliares, considerando también la superficie que ocupan las instalaciones auxiliares como oficinas, comedor, sanitarios, etc. Se conoce según una nota del año 2020 de BAE Negocios el precio de las tierras pertenecientes a Parques Industriales en el Gran Buenos Aires. El valor del m^2 promedio en parques industriales del norte del Gran Buenos Aires es de 106,82 USD/ m^2 , mientras que en el oeste

del Gran Buenos Aires es de 63,71 USD/m². Debido a que el parque industrial se encuentra ubicado al Noroeste de GBA, y por la gran variabilidad de los precios presentados, se considera un promedio entre los dos sectores, obteniendo un valor de 85,27 USD/m². Luego, el costo final del terreno adquirido como se requieren 20.000 m² (dos hectáreas) es:

$$\text{Costo del terreno} = 1.705.300 \text{ USD}$$

El valor del terreno no decrece con el tiempo, por ello no se incluye en la inversión fija cuando se estima el costo anual de depreciación. Aunque el terreno involucra una inversión de capital, usualmente se prefiere incluir en la inversión fija solamente aquellos rubros donde está permitida su depreciación; por lo tanto, se lo considera por separado.

Es notorio que el costo del terreno es significativo. El alto costo suele ocurrir con los terrenos situados en parques industriales, ya que como se observó, hay zonas donde el valor del m² es muy elevado debido a su ubicación. Por lo tanto, podría tenerse en cuenta no enfrentar la inversión en el costo del terreno con capital propio. Por ejemplo, se podría participar de un Plan de Financiación por parte del Estado. Es común que el gobierno argentino lance planes de impulso para industrias y parques industriales, con planes de créditos subsidiados. De esta manera, se podría financiar este costo.

6.2.1.3. Otros costos

Es necesario para el cálculo correcto de la inversión fija total calcular los costos extras, dados por el uso de servicios esenciales para el proyecto, que no son considerados mediante el método de estimación por factores de la inversión fija.

6.2.1.3.1. Fluido térmico

Dentro de los mismos se debe considerar el costo del fluido térmico que utiliza la caldera que, a diferencia de calderas convencionales, no calienta mediante vapor, sino mediante un fluido térmico conocido como Dowtherm A. La cantidad total requerida de fluido térmico se calcula como el volumen de cada equipo por el cual circula el fluido.

El volumen de fluido térmico de la caldera se obtiene a partir del catálogo de la empresa ATTUSU, donde se indica la capacidad en volumen de fluido térmico de la misma. Luego, se tiene en cuenta el volumen de aquellos equipos que utilizan fluido térmico como fluido calefactor, como son los dos rehervidores de las torres de destilación y el intercambiador de calor 5. Para los rehervidores, se estiman a partir del simulador UniSim Design, que resulta de 2 m^3 . El fluido térmico en intercambiadores tipo kettle circula por los tubos. Luego, se asume que el 25% del volumen del intercambiador está ocupado por los tubos, y se lo considera similar al del fluido térmico. De esta manera se aproxima el volumen total requerido para cada rehervidor. Por otro lado, para el intercambiador 5 se conoce el área de intercambio, la cual fue estimada anteriormente. El volumen se obtiene a partir de una relación aproximada entre el mismo y el área de intercambio para intercambiadores de calor. Los intercambiadores de tubo y coraza presentan generalmente una densidad de superficie de 50 a $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Para el cálculo, se considera el valor medio del rango, y de esta manera se estima el volumen. Luego, se considera que el 50% de él corresponde a los tubos, y por lo tanto, se asume este valor como volumen de fluido térmico.

Tabla 6.7. Requisitos estimados de fluido térmico Dowtherm A.

Equipo	Volumen (m^3)
Rehervidores	1
Intercambiador 5	0,005
Caldera de fluido térmico	2,117
Cañerías	0,937
TOTAL	4,06

De esta manera, al sumar todos estos valores, se obtiene el volumen total estimado de fluido térmico. Además, se lo sobreestima en un 30 % para tener en cuenta el volumen presente en los tramos de cañerías. Finalmente, se necesitan $4,06 \text{ m}^3$ de fluido térmico, pero para mantener un criterio conservador en el cálculo se consideran 5 m^3 .

6.2.1.3.2. Catalizador

Se debe tener en cuenta el costo de catalizador a utilizar. En este caso, se divide al catalizador utilizado en dos categorías, por lo tanto en dos costos separados. La carga de catalizador inicial que se agrega al reactor para llevar a cabo la reacción de hidrogenación se considera como un costo fijo inicial. Esta cantidad se debe ingresar en el reactor en la puesta en marcha de la planta, por lo tanto es un costo de única vez. En cambio, la parte del catalizador que debe reponerse se la considera más adelante como un costo variable, que se trata como un costo de operación ya que se consume de manera constante. La carga de catalizador en el reactor se calcula en el Capítulo 3, y se utiliza dicha cantidad para el cálculo del costo en esta instancia.

En la **tabla 6.8** se presentan las cantidades, los precios y los costos extras a considerar en la inversión fija. El cálculo de la carga de catalizador inicial se detalla en el Capítulo 3.

Tabla 6.8. Costos extras a considerar en la inversión fija.

Equipo	Cantidad	Precio	Fuente	Costo extra (USD)
Catalizador	4.030 kg	65 USD/kg	HUBEI AOKS BIO-TECH CO., LTD. & Alibaba	261.950
Fluido térmico DOWTHERM A	5 m ³	25.005 USD/m ³	Applied Thermal Fluids	125.024
TOTAL				386.974

6.2.1.4. Estimación de la inversión fija

La estimación de la inversión fija de un proyecto puede variar desde una aproximación rápida hasta un cálculo detallado preparado con exactitud a partir de un completo diagrama de flujo, con sus especificaciones. Esto depende de cuánto es lo que se sabe acerca del producto y de cuánto tiempo y esfuerzo se dispone para realizar dicha estimación.

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.

Se opta por utilizar el método de estimación por factores, el cual permite extrapolar la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso con instalación (Chilton, 1949) y determinar una estimación con un error de 10-15% del valor real, por la selección cuidadosa de los factores dentro del rango dado. Se recomienda el ajuste de los factores experimentales por combinación de los resultados de diferentes casos.

La expresión que permite el cálculo de la inversión fija es la siguiente, **ecuación 6.2**:

$$IF = IE \cdot (1 + \sum f_i) \cdot (1 + \sum f_{ii}) \quad \text{Ecuación 6.2}$$

Donde

- ✓ IF = inversión fija (sin terreno) del sistema completo
- ✓ IE = valor del equipo principal instalado
- ✓ f_i = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa
- ✓ f_{ii} = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta.

En la **tabla 6.9** se presentan los rangos de valores de cada factor para estimar la inversión fija.

Tabla 6.9. Método para estimar IF por factores (Chilton, 1949).

Valor del Equipo Instalado de Proceso	IE
Factores experimentales como fracción de IE	
<i>Tuberías de Proceso</i>	f_1
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	f_2
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
<i>Edificios de fabricación</i>	f_3
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	f_4
Escasa adición a las existentes	0.00 - 0.05
Adición considerable a las existentes	0.05 - 0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25 - 1.00
<i>Conexiones entre unidades</i>	f_5
Entre las unidades de servicios	0.00 - 0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05 - 0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15 - 0.25
Inversión directa	IE (1+ $\sum f_i$)

Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
<i>Ingeniería y construcción</i>	f_{11}
Ingeniería Inmediata	0.20 - 0.35
Ingeniería compleja	0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>	f_{12}
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>	f_{13}
De la compañía	0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30
Procesos exploratorios	0.30 - 0.50
Factor de inversión indirecta	$f_I = \sum f_{1i} + 1$
Inversión fija	$IF = IE (1+ \sum f_i) f_I$

Los factores que constituyen la inversión fija directa (f_i) son:

- *Tuberías de proceso (f_1)*: en la planta se manipulan tanto líquidos y gases como sólidos, por lo cual corresponde a un proceso mixto. Sin embargo, mayoritariamente se manipulan fluidos, por lo cual se toma un valor de 0,3.

- *Instrumentación (f_2)*: este rubro incluye la compra, instalación y calibración de todos los equipos auxiliares e instrumentos para control y registro de las distintas variables del proceso en cada una de sus etapas. Como se requieren operar diversos lazos de control debido a las altas presiones que se requieren, principalmente para controlar el reactor, la planta presenta un control complejo, centralizado. Se toma un valor de 0,125.
- *Edificios de fabricación (f_3)*: 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, aire acondicionado. Es una práctica usual que las torres de enfriamiento de tiro inducido o tanques de almacenamiento de gran capacidad, entre otros equipos, se encuentren instalados en el exterior, por lo cual, podría considerarse como una construcción semiabierta. No obstante, la mayoría de los mismos están en el interior, por lo que el factor se estima en 0,6.
- *Plantas de servicios (f_4)*: los servicios auxiliares de un proceso incluyen todas las estructuras, equipos y servicios que no entran directamente en el proceso. Normalmente se tienen en cuenta las instalaciones para suministrar vapor, agua, electricidad, aire comprimido y combustibles. Parte de estos servicios pueden ser comprados a otras empresas, en cuyo caso se consideran dentro de los costos de producción y no se incluyen en el cálculo de la inversión. También suelen adicionarse las instalaciones para tratamiento de efluentes, sistema de protección contra incendio, depósitos de materias primas y productos terminados. Debido a que la planta se ubica dentro de un parque industrial, se considera que no deben adicionarse plantas de servicios significativas. Se estima un valor de 0,05.
- *Conexiones entre unidades (f_5)*: como se mencionó en capítulos anteriores, la planta en cuestión se encuentra dividida en varias subplantas que deben estar separadas entre sí, por lo que su valor se estima en un 0,1.

Luego, la suma de los factores de la inversión directa es:

$$\sum f_i = 1,175$$

Los factores que constituyen la inversión fija indirecta (f_{li}) son:

- *Ingeniería y construcción (f_{li1})*: 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, entre otros. Debido a que la planta requiere un diseño complejo y minucioso se considera un valor de 0,425.
- *Factores de tamaño (f_{li2})*: por la capacidad de diseño de la planta y el tamaño de los equipos se espera que sea una unidad comercial intermedia. Se asume un factor de 0,05.
- *Contingencias (f_{li3})*: este factor compensa los acontecimientos imprevistos. Su monto es variable y depende de la exactitud de la estimación. Se asume un factor de 0,25.

Luego, la suma de los factores de la inversión indirecta es:

$$\sum f_{li} = 0,725$$

En la **tabla 6.10** se resumen los valores considerados de los factores para la estimación de la inversión fija.

Tabla 6.10 Factores directos e indirectos para estimar la inversión fija.

Factores directos		Factores indirectos	
Factor	Valor	Factor	Valor
f_1	0,3	f_{li1}	0,425
f_2	0,125	f_{li2}	0,05
f_3	0,6	f_{li3}	0,25
f_4	0,05	-	-
f_5	0,1	-	-
TOTAL	1,175	TOTAL	0,725

Finalmente, el valor de la inversión fija calculada mediante la **ecuación 6.2** considerando los factores directos e indirectos es:

$$I_F = 17.890.432 \text{ USD}$$

Luego, la inversión fija total se calcula sumando el terreno y otros costos a la inversión fija:

$$I_{FT} = I_F + \text{terreno} + \text{otros costos} = 19.982.706 \text{ USD}$$

6.2.2. Inversión en capital de trabajo

Los principales rubros que integran el capital de trabajo (IW) son:

- ✓ Existencias de: materias primas, productos semi-elaborados, repuestos, otros materiales de operación
- ✓ Caja
- ✓ Crédito a los compradores, cuentas a cobrar
- ✓ Crédito de los proveedores (si se considera este rubro, su valor debe restarse de los anteriores)

Existen varios métodos para estimar el capital de trabajo. Se decide tomar el 10% de la inversión fija total. Esta es una estimación aproximada para industrias químicas y alimenticias que se tiene en cuenta en ausencia de otros datos, como en este caso.

$$I_W = 0,1 * I_{FT} = 1.998.271 \text{ USD}$$

6.2.3. Inversión total

Finalmente, se calcula la inversión total sumando a la inversión fija total el capital de trabajo.

$$I_T = I_{FT} + I_W = 21.980.977 \text{ USD}$$

6.3. Costos de operación (OpEx)

Los costos de producción o costos de operación son los gastos involucrados en mantener un proyecto en operación o una pieza de un equipo en producción. Los mismos se dividen en dos categorías: costos variables y costos fijos. Los primeros son proporcionales a la producción, como por ejemplo el costo de materia prima, y los segundos son independientes de la producción, como el costo de los impuestos que paga el edificio.

La estimación de costos operativos permite, conjuntamente con otras variables económicas, determinar la rentabilidad de un proyecto. De esta forma, el cálculo de costos contribuye a realizar inversiones que sean rentables y a seleccionar entre varias alternativas aquella que tenga el mayor retorno sobre la inversión.

Asimismo, la estimación permite determinar la estructura de costos y así evaluar los costos que tienen mayor influencia en la rentabilidad y poder diseñar alguna estrategia de reducción de costos o, simplemente, ajustar la estimación para esos componentes del costo de producción que son más relevantes.

6.3.1. Costos variables

A continuación, se detallan los distintos costos que constituyen los costos variables.

6.3.1.1. Costo de materia prima

Este rubro está integrado por los gastos en las materias primas que intervienen directa o indirectamente en los procesos de transformación. Para realizar la estimación del costo es necesario contar con información de las cantidades y precios de las materias primas requeridas para elaborar el producto.

Las cantidades de cada una de las materias primas se obtienen en función de los balances de masa del proceso de producción definidos en capítulos anteriores, considerando los rendimientos de cada una de las etapas del proceso. Los precios unitarios de las materias primas deben ser a valor puesto en fábrica, es decir que deben incluir el costo de fletes y

seguros desde la empresa del proveedor hasta la planta donde se lleva a cabo la producción del bien cuyo costo se está calculando.

En el presente proyecto se utilizan ácidos grasos provenientes de una planta de producción a partir de sebo vacuno. En el año 2020 se llevó a cabo el análisis económico del proyecto y se obtuvieron los costos de producción requeridos para lograr los productos deseados. Por lo tanto, se decide estimar el costo de materia prima de la planta actual a partir de estos costos. Cabe destacar que no se consideran aquellos correspondientes a la producción de la mezcla de mono y diglicéridos, ni de chicharrón ya que no se utilizan como materia prima.

En la **tabla 6.11** se presenta un resumen de los costos de producción del año 2020, considerando únicamente los ácidos grasos, para estimar los costos de materia prima actuales.

Además, en la **tabla 6.12** se encuentran las producciones obtenidas en la planta del año 2020.

Tabla 6.11. Costos de producción de ácidos grasos año 2020.

Costos variables (USD/año)		Observaciones
Costo materia prima	1.436.160	Se considera únicamente el costo del sebo en rama
Costo envases	57.524	Se considera el total porque corresponde al ácido esteárico
Costo mano de obra	162.000	Se considera la capacidad de diseño de los ácidos grasos (tabla 6.12), 4 etapas, 20 empleados y 675 USD/mes
Supervisión	28.350	17,5 % costo de mano de obra
Servicios	857.700	Se considera el mismo costo para el agua, un 70% del costo de electricidad y el mismo para el gas
Mantenimiento	1.218.159	6% IF
Suministros	152.270	0,75% IF
Laboratorio	17.820	11% costo de mano de obra
Regalías y patentes	0	No se considera
TOTAL	3.929.982	
Costos fijos (USD/año)		Observaciones
Depreciación	913.619	Método línea recta, n=20 años, L es un 10% IF
Impuestos	304.540	1,5% IF
Seguros	152.270	0,75% IF
Financiación	0	Se afronta con capital propio
Ventas y distribución	488.827	3% ingresos por ventas anuales (sólo ácidos, tabla 6.12)
Administración y dirección	48.600	30% costo de mano de obra
Investigación y desarrollo	407.356	2,5% ingresos por ventas anuales (tabla 6.12)
TOTAL	2.315.212	

Tabla 6.12. Producciones y precios de venta del año 2020.

Productos	Producción (ton/año)	Precio de venta (USD/ton)
Oléico comercial	8.017,8	930
Esteárico comercial	10.458,8	845
Mezcla DG+MG	11.329,1	1.200
Chicharrón	4.088,0	350
TOTAL	33.893,7	
% ácidos grasos	54,5	
% otros	45,5	
Capacidad de diseño ácidos grasos (ton/día)	52,8	

Luego, se calculan los costos de operación unitarios del año 2020 y, con la capacidad nominal del presente proyecto (2 ton/h) se calcula el costo de materia prima. Además de los ácidos grasos, también se encuentra como materia prima el hidrógeno. El precio se obtiene de Air Liquide, una empresa multinacional francesa que está presente en Argentina. Según datos brindados por la misma empresa, el precio del hidrógeno presenta mucha variabilidad: puede ser tan bajo como 3,2 USD/Kg o tan alto como 25 USD/Kg. Esto se debe a la escala, volumen y nivel de pureza que se necesite. La empresa comercializa hidrógeno de calidad industrial comprimido en camiones que transportan grandes volúmenes en cilindros montados en acoplados llamados "semis". Tiene un precio de 2 a 3 USD/m³, y la calidad y forma de comercialización se creen aceptables para el proyecto. Se considera el promedio de dicho rango, por lo tanto el precio del hidrógeno en Argentina se puede estimar como 2,5 USD/m³.

$$\text{Hidrógeno repuesto} = \frac{48,8 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{15,03 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 3,248 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$\text{Costo hidrógeno} = \text{Hidrógeno repuesto} * \text{Precio}$$

$$\text{Costo hidrógeno} = 3,248 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 2,5 \frac{\text{USD}}{\text{m}^3} * 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} * 345 \frac{\text{días}}{\text{año}} = 67.227,14 \text{ USD/año}$$

Dicho costo se le adiciona al de materia prima calculado a partir de los datos del año 2020.

Finalmente, en la **tabla 6.13** se presentan los valores de los costos de materia prima.

Tabla 6.13. Resumen de costos de materia prima

Costo de operación TOTAL (año 2020)	6.245.194
Costo unitario de producción (año 2020) [USD/ton]	338
Costo MP (año 2021) [USD/año]	5.597.372
Costo MP total (año 2021) [USD/año]	5.664.599
Costo MPu total (año 2021) [USD/año]	342

Cabe aclarar que en la **tabla 6.13**, el costo unitario de producción del año 2020 es el correspondiente a la producción de ácidos grasos en dicho año y se calcula haciendo el cociente entre los costos de operación totales de ese año y la producción de los respectivos ácidos grasos (**tabla 6.12**).

6.3.1.2. Costo de mano de obra

Incluye los sueldos de los obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la fabricación del producto.

La naturaleza del trabajo en la industria química y la creciente automatización han reducido las necesidades de mano de obra. En consecuencia, en las plantas químicas, el costo de mano de obra directa no representa más de un 15% del costo total de producción.

Para estimar el costo de mano de obra directa se requiere conocer el precio de la hora hombre y el número de horas hombre para el período de tiempo que se está realizando el cálculo (por ejemplo, para un mes). Es posible determinar las horas hombre sabiendo la cantidad de operarios que se requieren y la duración de la jornada de trabajo extendida al período en que se realiza la estimación.

Henry Wessel desarrolló un método que establece relaciones exponenciales entre las etapas identificables en el proceso y la producción (**figura 6.2**). Para la presente planta productiva se selecciona la curva C, es decir: “Equipos grandes, muy automatizados, o plantas que sólo procesan fluidos”. Considerando que la capacidad de producción es de 48 ton/día de producto, e intersectando con la curva C, se obtiene que se requieren 28 horas-hombre/día por cada etapa del proceso.

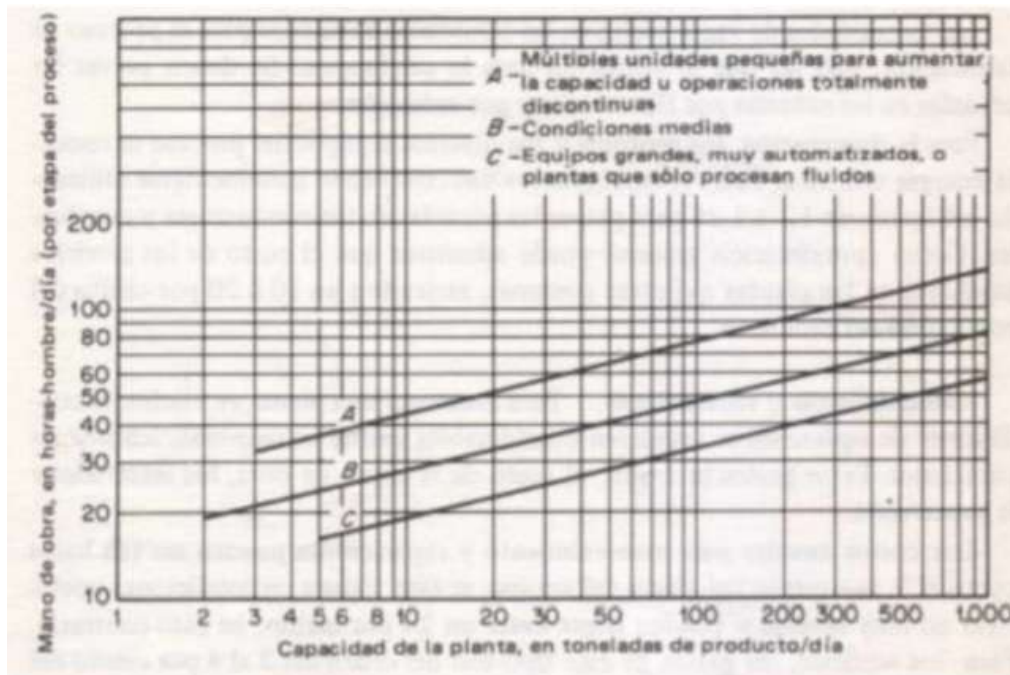


Figura 6.2. Requerimientos de mano de obra en industrias de procesos químicos.

El proceso productivo puede ser dividido en cinco etapas. Entre ellas, se encuentran:

- ✓ Sistema de reacción
- ✓ Sistemas de recuperación y acondicionamiento de corrientes
- ✓ Sistema de acondicionamiento de catalizador
- ✓ Sistema de purificación
- ✓ Sistemas auxiliares (calderas y torre de enfriamiento)

A partir del requisito de horas hombre diarias por etapa y el número de total etapas productiva se calcula la mano de obra necesaria. Se representan los resultados en la **tabla 6.14**. Se considera que los turnos son de 8 horas y cada operario trabaja 6 días a la semana, por lo tanto se adicionan los franqueros para cubrir turnos.

Tabla 6.14. Requerimientos de mano de obra para el proceso productivo.

Horas hombre totales (hh/día)	140
Operación (h/día)	24
Duración del turno (hs)	8
N° de turnos por día	3
Número de empleados	18
Número de empleados por turno	6
Días laborales a la semana	6
Número de franqueros	6
Número de empleados totales	24

Precio hora hombre

Para estimar el precio hora hombre se acudió al acuerdo salarial de la Federación de Sindicatos de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas de la República Argentina, Julio 2021. Según el Artículo 3 del Convenio Colectivo de Trabajo de la FESTIQYPRA, son diversas las categorías que comprenden al personal de producción. Para el presente proyecto, se seleccionan como las más adecuadas a las categorías A y B, detalladas a continuación.

- Categoría B: “El personal comprendido en esta categoría, deberá poseer conocimientos básicos del proceso que realiza, siendo éstos de relación directa con la marcha normal y buen funcionamiento de las unidades operativas donde se desempeñe.”
- Categoría A: “El personal comprendido en esta categoría es aquel que efectúa tareas en planta y/o secciones productivas, en procesos de fabricación o parte de él, que requiere conocimientos del proceso y experiencias necesarias adquiridas a través del trabajo realizado. A tal fin, deberán interpretar instrumentos de control y/o realizar análisis de rutina, pudiendo introducir modificaciones para la correcta marcha de las unidades operativas donde se desempeña.” [Citado de CCT - FESTIQYPRA]

El precio hora hombre comprendido para dichas categorías se presenta en la **tabla 6.15**. Se decide trabajar con un promedio de ambos, dado que se desconocen detalles sobre el personal requerido. Dicho valor es convertido a dólares con el cambio oficial del día 28 de noviembre de 2021, consultado en el Banco Nación Argentino. Además, se considera que las cargas sociales representan un 35% adicional al sueldo.

Tabla 6.15. Sueldo de empleado de planta de operación promedio.

Categoría B (ARS\$/hh)	280,07
Categoría A (ARS\$/hh)	303,39
Sueldo promedio (ARS\$/mes)	56.012
Cambio (ARS\$/USD\$)	100,8
Sueldo promedio (USD\$)	556
Cargas sociales (%)	35%
Cargas sociales (USD\$)	194
Sueldo con cargas sociales (USD\$)	750

Para el cálculo anual se considera que, aunque la planta opera 345 días al año, igualmente se abonan 12 meses anuales. Finalmente, el costo de mano de obra anual es:

$$\text{Costo de mano de obra} = 211.546 \text{ USD/año}$$

6.3.1.3. Costo de servicios

Este rubro contempla todos los gastos por consumo de energía eléctrica, vapor, agua y otros servicios que se suministran para el proceso. Para su cálculo se debe conocer el consumo y precio de cada servicio. En este caso se consideran servicios de energía eléctrica, vapor, agua y reposición de fluido térmico.

6.3.1.3.1. Energía eléctrica

Para el cálculo de consumo eléctrico se recurre al tarifario provisto por EDENOR, una empresa privada que presta servicio de distribución y comercialización eléctrica en el noroeste de la Ciudad de Buenos Aires. Para conocer el consumo es necesario estimar la potencia eléctrica consumida por los equipos principales, dicho valor se calcula en el

Capítulo 5 y es de 316,33 kW. Al ser el consumo energético mayor a 50 kW corresponde a la categoría de grandes demandas y se supone que se alimenta con corriente de baja tensión (tensiones de hasta un 1 kV inclusive). En la **tabla 6.16** se muestra el cuadro tarifario provisto por ENRE (Ente Nacional Regulador de la Electricidad) para EDENOR.

Tabla 6.16. Cuadro tarifario de electricidad.

Tarifa 3. General para Baja Tensión ≥ 300 kW Potencia Contratada	EDENOR
Cargo Fijo (\$/mes)	5.086,85
Cargo por Potencia Contratada (\$/kW*mes)	536,3
Cargo Variable Pico (\$/kWh)	8,284
Cargo Variable Resto (\$/kWh)	7,938
Cargo Variable Valle (\$/kWh)	7,590

El valor de kWh depende del horario del día en el que el equipo consuma la corriente eléctrica, considerando que el horario resto es entre 5 y 18 hs, el horario pico entre 18 y 23 hs, y el valle entre 23 y 5 hs.

$$\text{Costo de electricidad} = \text{Costo fijo} + \text{Costo por Potencia Contratada} + \text{Costo Horario Pico} + \text{Costo Horario Resto} + \text{Costo Horario Valle}$$

$$\text{Costo de electricidad} = 61.042 \frac{\$}{\text{año}} + 2.035.773 \frac{\$}{\text{año}} + 4.520.324 \frac{\$}{\text{año}} + 11.261.959 \frac{\$}{\text{año}} + 4.969.956 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$\text{Costo de electricidad} = 22.849.054 \frac{\$}{\text{año}}$$

Considerando un valor de cambio dólar-peso argentino de 100,8 \$/USD (Banco Nación, consultado el 28 de noviembre de 2021), el valor resulta:

$$\text{Costo de electricidad} = 226.677 \text{ USD/año}$$

6.3.1.3.2. Gas natural

Para estimar este costo se considera como gasto principal el consumo de gas natural para la generación de vapor en la caldera de vapor y en la de fluido térmico. El consumo calculado en el Capítulo 5 resulta de 299 Nm³/h para la caldera de fluido térmico y 3,3 Nm³/h para la

caldera de vapor. Conociendo el factor de conversión provisto por el fabricante de las calderas se sabe que 10,83 kW equivalen a 1Nm³/h. A partir de este factor, se estima el consumo de las calderas que resulta de 3.238,17 kW para caldera fluido térmico y 35,74 kW para la caldera de vapor. Luego, dividiendo por el poder calorífico del gas natural de 39.208,26 kJ/m³, se obtiene el volumen de gas natural de cada caldera siendo 0,083 m³/s para la caldera térmica mientras que la de vapor resulta en 0,0009 m³/s de gas natural. Finalmente, se logra estimar el consumo total de gas natural por día que es de 7.214,4 m³/día.

Las tarifas de gas natural se obtienen del cuadro tarifario previsto por la empresa NATURGY BAN S.A, como se muestra en la **tabla 6.17**, correspondiente al año 2021 para el norte de Buenos Aires considerando que la categoría es la P3 ya que el consumo de gas natural se encuentra entre 1001 y 9000 m³/día.

Tabla 6.17. Cuadro tarifario de gas natural.

Categoría P3	NATURGY BAN S.A (norte de Buenos Aires)
Cargo Fijo (\$/mes)	2.837,74
Cargo por m ³ consumido (\$/m ³)	10,006

Considerando que la planta opera las 24 horas durante 345 días se calculan los costos de gas natural.

$$\text{Costo de gas natural} = \text{Costo fijo} + \text{Costo variable}$$

$$\text{Costo de gas natural} = 2.837,74 \frac{\$}{\text{mes}} * 12 \frac{\text{mes}}{\text{año}} + 10,006 \frac{\$}{\text{m}^3} * 7.214,4 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} * 345 \frac{\text{día}}{\text{año}}$$

$$\text{Costo de gas natural} = 24.939.841 \frac{\$}{\text{año}}$$

Considerando un valor de 100,8 \$/USD, el valor resulta:

$$\text{Costo de gas natural} = 247.419 \text{ USD/año}$$

6.3.1.3.3. Agua

Para la estimación de este servicio se tiene en cuenta la reposición de agua correspondiente a la pérdida por arrastre de vapor en la torre de enfriamiento y pérdida de vapor de agua en la caldera.

Se busca el tarifario de consumo de agua potable de la empresa Agua y Saneamientos Argentinos S.A (AySA), empresa concesionaria de servicios públicos de agua potable y tratamientos de desagües cloacales para la Ciudad de Buenos Aires. En las modalidades de las facturas posee un costo fijo mensual de ARS\$82,77 (0,84 USD) y un costo variable de ARS\$25,58 (0,26 USD) por metro cúbico de agua consumida.

Las pérdidas por evaporación en la torre de enfriamiento son un valor porcentual de la alimentación de agua, informados por el fabricante Mesan USA. Por lo tanto, se calcula el caudal de reposición, obteniéndose un valor de $4,907 \frac{m^3}{h}$, mientras que el caudal de reposición de la caldera de vapor se estima en un 5% de la producción de vapor, obteniéndose un valor de $0,0025 \frac{m^3}{h}$.

A partir de los datos de reposición de agua y en función de las tarifas de la empresa AySA se obtienen los costos de servicios de agua.

$$\text{Costo agua} = \text{Costo fijo} + \text{Costo variable}$$

$$\text{Costo agua} = 0,84 \frac{\text{USD}}{\text{mes}} * 12 \frac{\text{mes}}{\text{año}} + 0,26 \frac{\text{USD}}{m^3} * 117,828 \frac{m^3}{\text{dia}} * 345 \frac{\text{dia}}{\text{año}}$$

$$\text{Costo agua} = 10.327 \text{ USD/año}$$

6.3.1.3.4. Fluido térmico

Para la estimación de este costo se considera un valor de reposición del fluido térmico para la caldera, debido a posibles pérdidas o degradación del mismo. Por eso se toma un 3,5% del volumen total de fluido térmico adquirido inicialmente, que es necesario reponer por año.

$$\text{Costo de fluido térmico} = 4.376 \text{ USD/año}$$

Finalmente, de la suma de todos los servicios se obtiene el costo total anual.

$$\text{Costo de servicios} = 488.799 \text{ USD/año}$$

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.

El costo de supervisión puede considerarse como el 10-25% del costo de la mano de obra directa. Se considera el promedio del rango (17,5%).

$$\text{Costo de supervisión} = 0,175 * \text{Costo de mano de obra directa}$$

$$\text{Costo de supervisión} = 37.021 \text{ USD/año}$$

6.3.1.5. Costo de mantenimiento

Este rubro incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) empleados en planes de mantenimiento preventivos y en reparaciones a debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento.

En caso de no contar con información detallada de las horas hombre y el gasto en repuestos para el mantenimiento, el costo puede estimarse anualmente como un porcentaje del capital de equipos. Es una buena práctica de la industria considerarlo entre un 2 y 3% de la inversión en equipos ya instalados. Para estimar este caso, se considera el valor más alto del rango, ya que aunque se desarrollan procesos relativamente simples, en la mayoría de los equipos se trabaja en condiciones extremas: alta presión, altas temperaturas o vacío.

$$\text{Costo de mantenimiento} = 0,03 * IE = 143.052 \text{ USD/año}$$

6.3.1.6. Costo de laboratorio

Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos.

En ausencia de datos para el cálculo, el costo de laboratorio se puede estimar como porcentaje (2 al 20%) del costo de la mano de obra directa. Se considera el valor promedio del rango (11%).

$$\text{Costo de laboratorio} = 0,11 * \text{Costo de mano de obra directa}$$

$$\text{Costo de laboratorio} = 23.270 \text{ USD/año}$$

6.3.1.7. Costo de envases

El costo de envases considera todos los gastos en los que se incurre para contener el producto para su comercialización. Se deben considerar el envase primario, el envase secundario (si corresponde) y el embalaje. Se incluyen por ejemplo cajas, botellas, frascos, bidones, tambores, bolsas y todo otro material que se utilice para contener el producto, transportarlo e informar al consumidor (según se diseñe en la estrategia de marketing que adopte la empresa).

Para estimar el costo de envases se requiere conocer las cantidades requeridas de cada tipo de envase y/o embalaje y el precio de éstos a valor puesto en fábrica. Si el producto se comercializa a granel no se producirán erogaciones por la compra de envases y embalajes y el costo de envases será igual a cero.

En la planta en cuestión, los alcoholes grasos producidos se comercializan en estado líquido a granel. Los mismos serán almacenados en tanques diseñados para este propósito en planta. Luego camiones cisterna contratados transportarán el contenido hasta el puerto de origen donde será enviado a su destino. Debido a la logística que se plantea para el transporte, no se asignan cargos en esta sección; sino que se asumen que ya se encuentran incluidos dentro de “Costos de venta y distribución”, analizado posteriormente.

$$\text{Costo de envases} = 0 \text{ USD/año}$$

6.3.1.8. Costo de catalizador

El catalizador que se utiliza para que ocurra la reacción de hidrogenación sufre desactivación, por lo tanto debe reponerse para mantener constante su actividad. Conociendo que se consumen 5 kg de catalizador por cada tonelada de alcohol producido y se producen 2 ton/h de alcohol, se considera que se debe reponer 10 kg/h de catalizador. Además, se obtiene mediante la plataforma online de ventas Made in China que el precio FOB del catalizador de cromito de cobre al 99% es de 50 USD/kg (HUBEI AOKS BIO-TECH CO.,LTD). Asimismo, se considera un 30% adicional para incluir gastos de importación (fletes y seguros), resultando un precio de 65 USD/kg.

Luego, se calcula el costo de catalizador:

$$\text{Costo de catalizador} = 10 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 65 \frac{\text{USD}}{\text{kg}} = 650 \frac{\text{USD}}{\text{h}}$$

$$\text{Costo de catalizador} = 650 \frac{\text{USD}}{\text{h}} * 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} * 345 \frac{\text{día}}{\text{año}}$$

$$\text{Costo de catalizador} = 5.382.000 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Se observa que el costo de catalizador es muy elevado, esto se debe principalmente a la necesidad de reposición constante para mantener la actividad del mismo. En otra instancia se podría llegar a evaluar la posibilidad de instalar una línea de regeneración de catalizador. Hay patentes que tratan sobre este tema, como por ejemplo la número 3.699.054, “Copper Chromite Hydrogenation Catalyst Regeneration Process”. En primer lugar, se somete al catalizador a un enjuague con un líquido volátil, con el fin de remover la capa de alcohol graso que lo recubre. Posteriormente, sufre un proceso de secado para eliminar lo que podría llegar a haber quedado del solvente volátil. Por último, se calienta el catalizador en una atmósfera controlada de oxígeno a alta temperatura, volviendo a oxidar el catalizador a su forma de cromito de cobre. Una desventaja de este proceso a escala industrial, es la gran cantidad de solvente que se utiliza y desecha, por eso suele realizarse a escala laboratorio. Se tendría que estudiar una alternativa para escalar el tratamiento, evitando el desperdicio de solventes.

6.3.1.9. Costo de suministros

En este costo se incluyen los materiales usados por la planta industrial excluyendo los ítems que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. A modo de ejemplo, se incluyen los aceites lubricantes, material de vidrio y material para limpieza. Se estima como el 0,5 a 1% de la inversión fija de la planta. En este caso, se toma el valor promedio obteniéndose así que el costo anual de suministros es el 0,75 % de la inversión fija.

$$\text{Costo de suministros} = 0,0075 * \text{Inversión fija}$$

$$\text{Costo de suministros} = 134.178 \text{ USD/año}$$

6.3.1.10. Distribución de costos variables

Al sumar los costos variables anuales de todas las categorías anteriores, se obtiene el costo variable total anual.

$$\text{Costo variable total} = 12.084.465 \text{ USD/año}$$

Luego, en la **figura 6.3** se observa la distribución de los costos variables. El costo que presenta mayor valor es el de materia prima con un 46,9%, seguido por el costo del catalizador con un 44,5%.

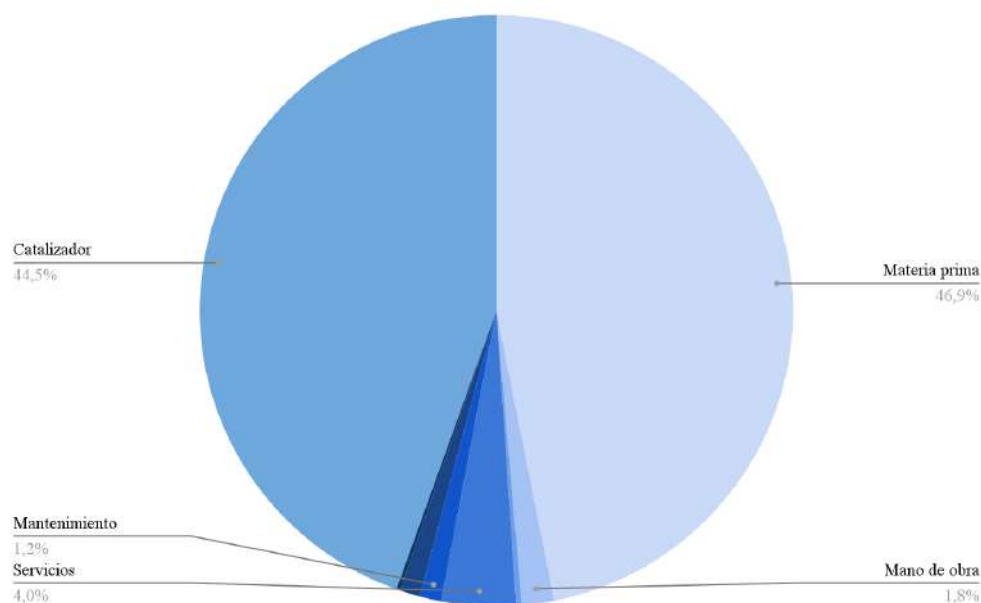


Figura 6.3. Distribución de los costos variables.

6.3.2. Costos fijos

A continuación, se detallan las distintas categorías que constituyen los costos fijos.

6.3.2.1. Depreciación

La depreciación hace referencia a la disminución en el valor de un bien. La mayoría de los bienes van perdiendo valor a medida que crece la antigüedad, dado por diferentes razones. Entre ellas se puede destacar la depreciación: física, funcional, tecnológica, por agotamiento, y monetaria. Esta pérdida en valor se reconoce en prácticas de contabilidad como un gasto de operación. En lugar de cargar el precio de compra completo de un nuevo bien como un gasto de una sola vez, la forma de operar es distribuir su costo de compra durante la vida del bien en los registros contables.

El costo de depreciación depende de la vida útil (n), del capital invertido, del valor residual y del método seleccionado. En general, el costo de depreciación anual responde a la **ecuación 6.3**.

$$\text{Costo de depreciación anual} = e \cdot (IF - L) = e \cdot IF_{\text{depreciable}} \quad \text{Ecuación 6.3}$$

Donde:

- e = factor de depreciación anual (depende del método utilizado)
- IF = inversión fija
- L = valor residual o de reventa al final de la vida útil de un bien (10% IF)

La depreciación por línea recta es la más simple en la aplicación y el método más ampliamente usado. La depreciación anual es constante. En este método, el factor de depreciación anual se calcula:

$$e = \frac{1}{n}$$

Donde n corresponde a la vida útil del proyecto (20 años).

En consecuencia, el costo de depreciación anual resulta:

$$\text{Costo de depreciación anual} = \frac{1}{n} (IF - L)$$

Finalmente, el valor de la depreciación anual es de:

$$\text{Costo de depreciación anual} = 805.069 \text{ USD/año}$$

6.3.2.2. Impuestos

Este costo corresponde a impuestos fijos a la propiedad. El rubro puede variar de acuerdo con las leyes vigentes. Depende del lugar donde está ubicada la planta industrial, ya que las plantas situadas en ciudades abonan más impuestos que las correspondientes a regiones menos pobladas. No se incluyen aquí los impuestos sobre la ganancia. Este costo se puede estimar entre el 1 al 2% de la Inversión fija. En este caso, se toma un valor promedio del rango, obteniéndose así que el costo anual de impuestos es el 1,5 % de la inversión fija.

$$\text{Costo de impuestos} = 268.356 \text{ USD/año}$$

6.3.2.3. Seguros

Este rubro depende del tipo de proceso e incluye seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y para las mercaderías (pérdidas parciales, totales). El costo anual de este rubro se puede estimar entre el 0,5 al 1% de la inversión fija. En este caso, se toma un valor promedio obteniéndose así que el costo anual de seguros es el 0,75 % de la inversión fija.

$$\text{Costo de seguros} = 134.178 \text{ USD/año}$$

6.3.2.4. Financiación

Se asume que el proyecto se afronta con capital propio, por lo que el costo de financiación se desprecia.

$$\text{Costo de financiación} = 0 \text{ USD/año}$$

6.3.2.5. Ventas y distribución

Esta sección del costo de producción incluye los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados del departamento ventas, los gastos de embarque y transporte, los gastos extras asociados con las ventas, los servicios técnicos de venta y la participación en ferias, entre otros. Generalmente, este costo se calcula

como un porcentaje del 1 al 5% de los ingresos por ventas anuales. En este caso, se toma un valor promedio, obteniéndose así que el costo de ventas y distribución es del 3 % de ingresos por ventas anuales.

Se debe estimar el ingreso por ventas anuales. Se conoce el precio por venta del alcohol graso en $1.800 \frac{USD}{ton}$ (consultado a la directora del departamento de Adquisiciones y Comercio Exterior de Química Anastacio). A partir de este y la capacidad nominal de producción de $2 \frac{ton}{h}$, considerando que la planta funciona al 100% de su capacidad de diseño, se obtienen las ventas anuales. Los resultados figuran en la **tabla 6.18**.

Tabla 6.18. Producción anual de alcoholes y precio de venta.

	Producción (kg/h)	Producción (ton/año)	Precio (USD/ton)
Alcohol cetílico	576	4.771	1.800
Alcohol estearílico	1.424	11.789	1.800
Total	2.000	16.560	
Ingresos por ventas al 100% de capacidad (USD/año)		29.808.000	

Luego, se obtiene el costo anual de ventas y distribución.

$$\text{Costo de ventas y distribución} = 894.240 \text{ USD/año}$$

6.3.2.6. Dirección y administración

Este componente del costo de producción incluye todos los gastos de la administración de la empresa, como por ejemplo los salarios del personal administrativo y los gastos generales, tanto de insumos como de servicios limpieza de oficinas, seguridad, servicio de medicina laboral, transporte entre plantas o sedes. Además, este costo contempla los gastos de dirección de la empresa, el pago a servicios de asesoramiento legal, contable y de auditoría.

Este costo se puede estimar como un porcentaje entre el 20 a 40% del costo de mano de obra directa. En este caso, se considera un valor del 25 % de mano de obra.

$$\text{Costo de direccion y administracion} = 52.886 \text{ USD/año}$$

6.3.2.7. Investigación y desarrollo

Los costos de investigación y desarrollo incluyen los salarios del personal directamente relacionado con este tipo de tarea, los gastos fijos y de operación de toda la maquinaria y equipos utilizados, el costo de materiales y suministros, entre otros. Este costo, puede estimarse como un porcentaje entre el 0,5 al 5% del valor de los ingresos por ventas anuales. En este caso, se considera un valor promedio obteniéndose así que el costo por investigación y desarrollo anual es de 2,75 % de los ingresos por ventas anuales.

$$\text{Costo de investigación y desarrollo} = 819.720 \text{ USD/año}$$

6.3.2.8. Distribución de costos fijos

Al sumar todos los costos anteriores, se obtiene el costo fijo total anual.

$$\text{Costo fijo total} = 2.974.451 \text{ USD/año}$$

En la **figura 6.4** se observa la distribución de los costos fijos.

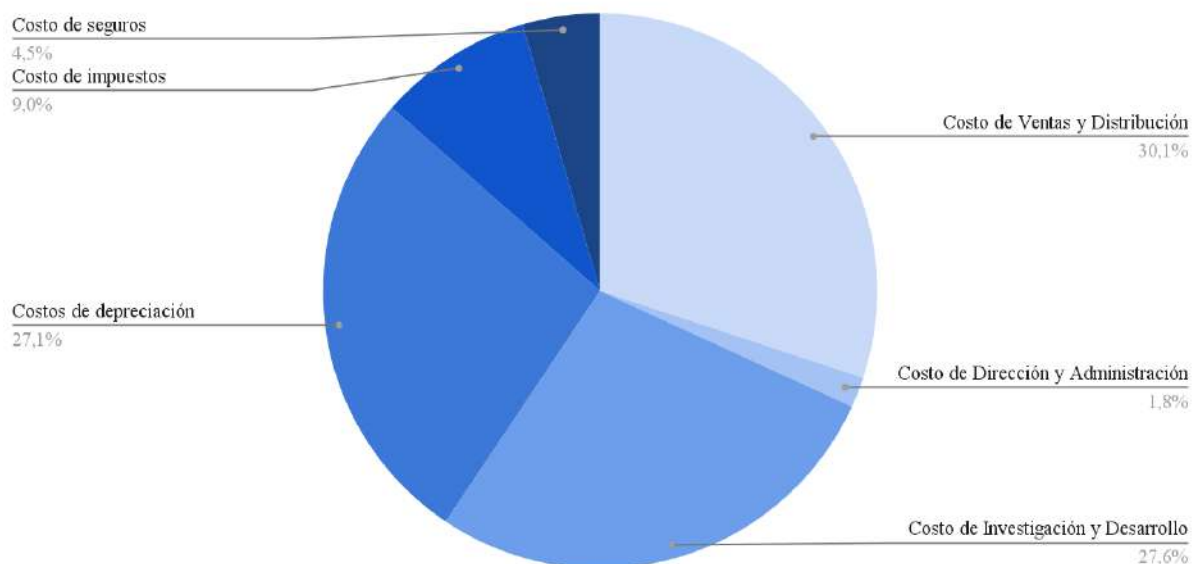


Figura 6.4. Distribución de costos fijos.

6.3.3. Distribución de costos de operación

En la **figura 6.5** se muestran los costos de operación totales y su distribución entre costos fijos y variables. Los costos totales de operación se obtienen de la suma de los costos fijos y

los costos variables. Se observa que los costos variables representan la mayor proporción de los costos de operación debido, principalmente, a los altos costos de materia prima y catalizador.

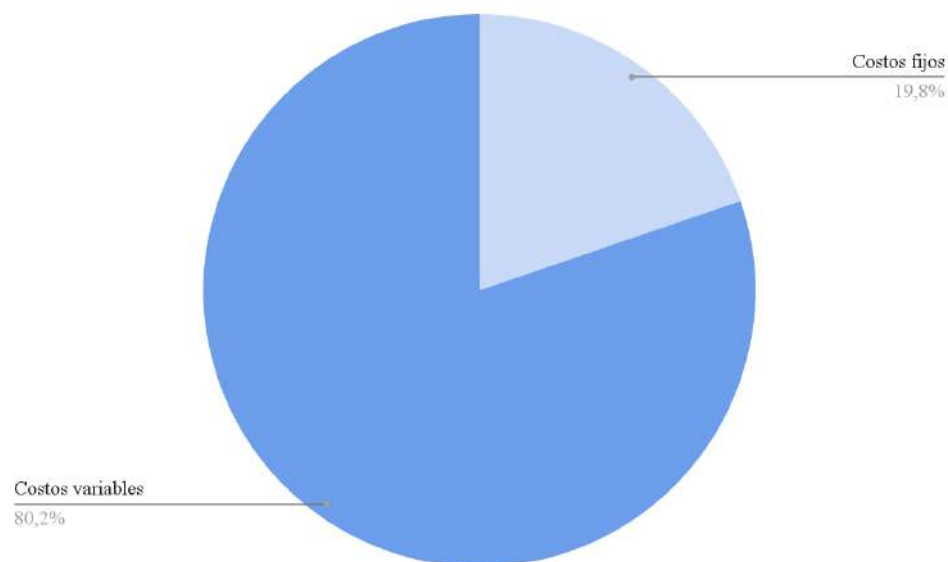


Figura 6.5. Distribución de costos de operación, entre fijos y variables.

6.4. Ingresos por ventas

Para estimar los ingresos por ventas de la planta, se estima que en el primer año se opera al 60% de su capacidad de producción. Luego, en el segundo año al 80% y a partir del tercer año se alcanza el 100% de su capacidad. En la **tabla 6.19** se presentan los ingresos por ventas en todos los años de vida útil del proyecto.

Tabla 6.19. Ingresos por ventas en la vida útil del proyecto.

Ingresos por ventas anuales			
Año	1	2	3 - 20
% de operación	60%	80%	100%
Producción cetílico (ton/año)	2.862	3.816	4.771
Ingresos cetílico (USD/año)	5.152.174	6.869.565	8.586.956
Producción estearílico (ton/año)	7.074	9.432	11.789
Ingresos estearílico (USD\$/año)	12.732.626	16.976.835	21.221.044
Ingresos x ventas totales (USD\$/año)	17.884.800	23.846.400	29.808.000

6.5. Cronograma

Para llevar a cabo la ejecución de un proyecto se deben atravesar distintas etapas, que contemplan distintos niveles de detalle. Entre las etapas se distinguen:

✓ *Ingeniería básica*

Define los lineamientos generales e ideas básicas del proyecto. Estas definiciones del proyecto son los pilares en que se basará la ingeniería de detalle, para la ejecución de los planos constructivos. La ingeniería básica es desarrollada por un grupo pequeño de ingenieros, que elaboran planos, especificaciones técnicas, y si corresponden documentación de licitación.

La ingeniería básica no es constructiva, con los planos disponibles en esta etapa no se pueden construir ni montar los equipos. Esta documentación es suficiente para evaluar la obra y los trabajos de montaje, con suficiente aproximación para lograr una cotización válida.

✓ *Ingeniería de detalle*

La ingeniería de detalle se fundamenta en la ingeniería básica, tomando los lineamientos indicados, y desarrollando planos constructivos. El trabajo consiste en convertir la información de la ingeniería básica en el diseño detallado necesario, de manera de que se pueda comprar y/o construir los equipos y elementos involucrados. Además, que puedan ser montados en forma lógica cumpliendo los requerimientos técnicos de la instalación. Es decir, se debe contar con planos que reflejen los equipos adquiridos y a construir, y su distribución en el espacio.

✓ *Adquisición del terreno*

✓ *Movimiento de suelos y obras civiles*

✓ *Montaje de equipos principales*

✓ *Montaje electromecánico*

- ✓ *Comisionamiento*
- ✓ *Pruebas con agua*
- ✓ *Puesta en marcha*
- ✓ *Período de optimización de proceso hasta alcanzar condiciones nominales*

Para organizar las etapas a llevar a cabo y determinar el período correspondiente a cada una, se presenta a continuación un diagrama de Gantt en la **figura 6.6**. Se considera para este tipo de proyecto un tiempo de dos años entre el planteo del proyecto y la puesta en marcha hasta alcanzar la producción óptima.



Figura 6.6. Diagrama de Gantt de la ejecución del proyecto.

6.6. Justificación de la inversión

El objetivo del presente proyecto es plantear la posible incorporación de una nueva línea de producción de alcoholes grasos a una planta ya existente, utilizando como materia prima los ácidos grasos producidos.

Son varias las razones por las que se justifica la inversión en el proyecto. En un primer lugar, el proyecto surge de la necesidad de explorar un nuevo mercado todavía no explotado en la Argentina. Los alcoholes grasos son un producto importado por varias empresas productoras de cosméticos y artículos de cuidado personal. Esto permitiría a las empresas adquirir materia prima en el mercado local, sin necesidad de llevar a cabo su importación. De la misma manera, parte de la producción estaría destinada a la exportación, por lo que le permitiría al país la inserción en el mercado mundial de los alcoholes grasos.

Además de los beneficios otorgados al mercado Argentino, así como a las empresas consumidoras de alcoholes grasos, el proyecto se plantea debido al beneficio generado en la presente empresa. La cadena de producción que transforma los ácidos grasos en alcoholes grasos genera un aumento del valor agregado. Esto generaría una mayor ganancia para la empresa.

En definitiva, el presente proyecto brinda una gran variedad de beneficios para la empresa en cuestión y el sector económico argentino.

6.6.1. Comparación planta productora de ácidos grasos y alcoholes grasos

6.6.1.1. Comparación de costos de producción

Para evaluar la conveniencia de la inversión en el proyecto, se puede hacer una comparación entre la producción original y el producto nuevo. En primer lugar, se realiza una comparación de costos de producción en la **tabla 6.20**.

Tabla 6.20. Comparación costos de producción de ácidos grasos y de alcoholes grasos.

	Costos variables (USD/año)	Costos fijos (USD/año)
Planta de ácidos grasos	3.929.982	2.315.212
Planta de alcoholes grasos	12.084.465	2.974.451
Relación costos alcoholes/ácidos	307%	128%

Al analizar los costos de producción de la planta de producción de alcoholes grasos son notablemente más altos, tanto los variables como los fijos. Sin embargo, hay que analizar la diferencia en los beneficios generados por la nueva instalación.

6.6.1.2. Comparación de los ingresos por ventas y beneficio neto

Tabla 6.21. Comparación de ingresos por ventas para la planta original y la diseñada.

	Producción (ton/año)		Precio de venta (USD/ton)	Ingresos por ventas (USD/año)
Planta de ácidos grasos	Ácido oléico	8.018	930	16.294.240
	Ácido esteárico	10.459	845	
	17.208*		882	15.175.892
Planta de alcoholes grasos	16.560		1.800	29.808.000

*Materia prima necesaria para producir la capacidad nominal de la planta de alcoholes grasos.

En la **tabla 6.21** figuran los ingresos por ventas de ambas plantas. En las primeras dos filas de la planta de ácidos grasos se presentan la capacidad de producción planteada con los correspondientes ingresos por ventas. En la tercera fila, los ingresos por ventas generados por la cantidad de materia prima necesaria para alcanzar a producir la capacidad nominal de la planta de alcoholes grasos. Por último, en la cuarta fila figuran los ingresos por ventas para la capacidad nominal de la planta de alcoholes grasos. Como es notorio, los ingresos dados por los alcoholes grasos son mayores que los que habría si se vendieran directamente los ácidos a utilizar (un 96,4% mayor). Esto se debe a que el precio de venta de los alcoholes grasos es mucho mayor que el de los ácidos. Sin embargo, cabe destacar que no se debe detener únicamente en este cálculo, y lo que se debe analizar para determinar la conveniencia de este proyecto por sobre el anterior es el beneficio neto.

En la **tabla 6.22**, se analiza el beneficio neto para ambos casos. Como se comentó anteriormente, se considera como producción de ácidos grasos a aquella necesaria como materia prima para la capacidad nominal de alcoholes grasos. Esto es así, para analizar la conveniencia de su procesamiento como materia prima respecto a su venta directa. Para ambos casos se considera línea recta como método de depreciación interna, una tasa impositiva del 35%, y un valor residual al fin de la vida útil del 10%.

Tabla 6.22. Comparación y análisis de beneficio neto para la planta actual y el proyecto (en USD/año).

	Planta ácidos grasos	Planta alcoholes grasos
Ventas netas del ejercicio [USD/año] (a)	15.175.892	29.808.000
CV anual	3.929.982	12.084.465
Depreciación Interna (LR)	913.619	805.069
CF anual	2.315.212	2.169.381
Total costos (CV + Dep. + CF (b))	7.158.812	15.058.915
BNAI (a - b)	8.017.080	14.749.085
BNAI legal	8.017.080	14.749.085
Impuestos	2.805.978	5.162.180
BN = BNAI - impuestos	5.211.102	9.586.905

El nuevo proyecto presenta un beneficio neto que es un 84% mayor que el valor original. Esto hace concluir que la instalación de la planta productora de alcoholes grasos es conveniente, ya que se obtiene un beneficio mucho mayor.

6.6.2. Cuadro de usos y fuentes

La presentación de la información se facilita mediante la integración de los datos en el denominado "cuadro de usos y fuentes de fondos", donde se muestra cuál es el origen o fuente de los fondos y cuál es su destino final. Los datos para la preparación del cuadro de usos y fuentes para el período de construcción de la planta provienen del calendario de inversiones y de la decisión respecto a las fuentes de recursos a utilizar, considerando el año como período de tiempo.

Al momento de realizar la inversión resulta importante conocer el tiempo que va a demorar el proyecto, hasta lograr operar a los niveles planificados. Como la planta dura dos años entre el planteo del proyecto y la puesta en marcha hasta alcanzar la producción óptima, el proyecto comienza en el año -1 por lo que recién se observarán ingresos por venta en el año 1. En la **tabla 6.23** se observa el cuadro de usos y fuentes correspondiente al proyecto, para el mismo se considera una tasa impositiva del 35 % y un estándar financiero

de 10%. Debido a que en los años de 3 a 20 el porcentaje de utilización de la planta es el mismo, lo que genera que los resultados sean iguales, se presentan todos en una misma columna para simplificar la lectura del cuadro de usos y fuentes

Tabla 6.23. Cuadro de usos y fuentes.

CUADRO DE USOS Y FUENTES			
	Año 1	Año 2	Año 3
FUENTES			
Capital propio (IFT+ IW) [USD]	21.980.977		
Crédito banco	-		
Ventas netas del ejercicio [USD/año]	17.884.800	23.846.400	29.808.000
Total (a)	39.865.777	23.846.400	29.808.000
USOS			
Activo fijo (IFT) [USD]	19.982.706		
Activo de trabajo (IW) [USD]	1.998.271		
Costos de producción (interna) [USD/año]	10.225.129	12.642.022	15.058.915
Total (b)	32.206.106	12.642.022	15.058.915
BNAI= (a)-(b) (interno) [USD/año]	7.659.671	11.204.378	14.749.085
Impuestos a las ganancias (BNAI legal) [USD/año]	2.680.885	3.921.532	5.162.180
BN=BNAI-Impuestos [USD/año]	4.978.786	7.282.845	9.586.905
Depreciación interna (línea recta) [USD/año]	805.069	805.069	805.069
FC= BN+ Deprec.interna [USD/año]	5.783.855	8.087.915	10.391.975

6.6.3. Cálculo de la rentabilidad del proyecto

Para estudiar la factibilidad de un proyecto se debe evaluar la rentabilidad del mismo. En función de los resultados obtenidos e integrando con los criterios de decisión que la empresa defina el proyecto se acepta, se rechaza, o bien se proponen cambios para ajustar los puntos que determinan un retorno sobre la inversión menor a la expectativa de los empresarios. El objetivo de un inversor o de una compañía es siempre maximizar las ganancias respecto a la inversión de capital necesaria para generar dichos ingresos. En consecuencia, conceptualmente, la rentabilidad es una medida de la ganancia obtenida por una actividad en relación a la inversión de capital necesaria para que esa actividad se realice.

Los criterios para la evaluación de la rentabilidad de los proyectos pueden clasificarse según tengan en consideración, o no, el valor temporal del dinero. Uno de los más destacados principios financieros indica que una unidad monetaria recibida en el futuro vale menos que una unidad monetaria recibida hoy. La razón de esta situación es que, si el dinero estuviese disponible en la actualidad el mismo podría ser invertido para ganar un rendimiento a lo largo del tiempo. Entonces, como el dinero tiene un valor en el tiempo, la valuación de un activo debe incluir el ajuste en el tiempo de los flujos de fondos generados por dicho activo para determinar su valor en un punto temporal común. De esta manera, los métodos utilizados para la evaluación de la rentabilidad económica o financiera de un proyecto de inversión pueden clasificarse en:

→ Estáticos: no tienen en consideración el valor temporal del dinero.

- ◆ Tasa de retorno sobre la inversión original
- ◆ Tasa de retorno sobre la inversión promedio
- ◆ Tiempo de repago

→ Dinámicos: tienen en consideración el valor temporal del dinero.

- ◆ Valor presente o Valor Actual Neto
- ◆ Tasa interna de retorno
- ◆ Flujo de caja descontado

A causa de la variedad de métodos para determinar si un proyecto es rentable, se suele tomar como criterio la utilización de un método dinámico y otro estático. Esto se debe a que cada método tiene sus ventajas y desventajas. Al evaluar la rentabilidad de forma combinada, se intentan compensar los fallos que podrían llegar a tener los métodos. Para evaluar el presente trabajo, se parte evaluando con un método dinámico. A continuación, se utiliza un método estático: el tiempo de repago. En caso de que el método dinámico diera no rentable, no se continuaría con la evaluación con esa tasa de rentabilidad: se descarta el proyecto, o se debería disminuir la TRMA considerada. Si el método dinámico resulta en una rentabilidad aceptable, se procede a evaluar con un método estático. Si el método estático genera un resultado positivo, el proyecto se acepta como rentable.

6.6.3.1. Valor presente

Es la cantidad adicional de dinero a la inversión total que sería requerida al comienzo del proyecto para que, usando una tasa de interés pre-asignada, se logren producir flujos de caja iguales a, y al mismo tiempo que, los generados por el proyecto. Este método compara los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión total original.

El valor presente del proyecto es igual a la diferencia entre el valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total, como se observa en la **ecuación 6.4**.

$$VP = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j} - I_T \quad \text{Ecuación 6.4.}$$

Donde:

- ✓ FC_j : flujo de caja en periodo j (USD/año)
- ✓ I_T : inversión total en el periodo (USD)
- ✓ i : tasa de interés
- ✓ n : vida útil (años)

Siendo:

$$VP = -IT + \frac{FC_1}{(1+i)^1} + \frac{FC_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{FC_n + IW + L + terreno}{(1+i)^n}$$

Para el cálculo del valor presente en este proyecto se considera una tasa de interés o TRMA de 20%, debido a que se trabaja con la construcción de una planta nueva y por las fluctuaciones constantes de la economía en la Argentina que aumentan el riesgo.

A partir de la **ecuación 6.4** se obtiene el siguiente valor presente.

$$\text{Valor presente} = 23.326.701 \text{ USD}$$

6.6.3.2. Tasa interna de retorno (TIR)

Este método tiene en cuenta el valor temporal del dinero invertido con el tiempo y está basado en la parte de la inversión que no ha sido recuperada al final de cada año durante la vida útil del proyecto. Se establece la tasa de interés que debería aplicarse anualmente al flujo de caja de tal manera que la inversión original sea reducida a cero (o al valor residual más terreno más capital de trabajo) durante la vida útil del proyecto. Por lo tanto, la tasa de retorno que se obtiene por este método es equivalente a la máxima tasa de interés que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión y tenerla totalmente paga al final de la vida útil del proyecto. Por lo tanto, en este método se especifica que la diferencia entre el valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total sea igual a cero.

Se obtiene la TIR o tasa de interés “r” despejando de la siguiente ecuación:

$$\sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+r)^j} - IT = 0$$

Siendo:

$$- IT + \frac{FC_1}{(1+r)^1} + \frac{FC_2}{(1+r)^2} + \dots + \frac{FC_n + IW + L + \text{terreno}}{(1+r)^n} = 0$$

Para el proyecto resulta:

$$TIR = 39,2\%$$

6.6.3.3. Tiempo de repago

Se define como el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto.

$$\text{Tiempo de repago} = \frac{\text{Inversión fija depreciable}}{\text{Flujo de caja}}$$

Luego, el tiempo de repago se obtiene como:

$$\text{Tiempo de repago} = \frac{IF-L}{\text{Flujo de caja}}$$

El proyecto resulta rentable por el método estático del tiempo de repago si:

$$\text{Tiempo de repago} \geq \frac{\text{vida útil del proyecto (n)}}{2}$$

La ecuación es aplicable sólo si todos los flujos de caja del proyecto son iguales. En caso de que el proyecto en análisis tenga flujos de caja crecientes o decrecientes, el tiempo de repago se debe determinar aplicando el método gráfico. Consiste en graficar en ordenadas el flujo de caja acumulado del proyecto y en abscisas los años del proyecto. El flujo de caja acumulado puede calcularse considerándolo en el año cero igual a la inversión fija depreciable. En este caso, el tiempo de repago resulta de la lectura directa en el gráfico de aquél tiempo para el cual el flujo de caja acumulado se hace cero. Se utiliza el método gráfico para calcular el método de repago en este caso, **figura 6.7**.



Figura 6.7. Método gráfico para el cálculo del tiempo de repago.

A partir del método gráfico, el tiempo de repago resulta:

$$\text{Tiempo de repago} = 2 \text{ años}$$

6.6.3.4. Análisis de rentabilidad

En la **tabla 6.24**, se observa los valores obtenidos para el valor presente, tasa interna de retorno y tiempo de repago.

Tabla 6.24. Valores obtenidos de rentabilidad.

Valor presente (USD)	Tasa interna de retorno (%)	Tiempo de repago (años)
23.326.701	39,2	2

A partir de los datos obtenidos se debe analizar si el proyecto es rentable o no. Primero se analiza el método dinámico para cumplir con dicho método debe verificarse las siguientes desigualdades, $\text{Valor presente} \geq 0$ y $TIR \geq TRMA$. En función de los datos de la **tabla 6.24** se puede afirmar que las dos desigualdades se cumplen y por lo tanto el método dinámico queda verificado.

Una vez verificado el método dinámico, se analiza el modelo estático, para cumplir con dicho método debe verificarse que $n_R \leq \frac{n}{2}$. A partir de los valores obtenidos de la **tabla 6.24**, al ser el tiempo de repago menor a la mitad de la vida útil del proyecto, se verifica que se cumple la desigualdad mencionada anteriormente.

Una vez verificado el método dinámico y el estático se concluye que el proyecto es rentable.

6.6.3.5. Punto de equilibrio

El punto de equilibrio es aquel punto de actividad de la empresa en el cual los ingresos por ventas del producto son exactamente equivalentes a los costos totales de producción. Es decir, es aquel punto de actividad en el cual la empresa no tiene ganancias ni pérdidas monetarias.

Si la empresa conoce de antemano este punto de equilibrio, podrá determinar con certeza el nivel de ventas necesario para cubrir todos los gastos y comenzar a obtener ganancias. Por el contrario, si las ventas realizadas no alcanzan el punto de equilibrio, la empresa tendrá pérdidas monetarias.

6.6.3.5.1. Consideraciones del modelo lineal de punto de equilibrio

Al plantear el modelo lineal de punto de equilibrio se deben tener en cuenta ciertas consideraciones:

- Los costos fijos totales son independientes de la producción.
- Los costos variables totales son linealmente dependientes de la producción. En cambio, el costo variable unitario es constante, no depende del nivel de producción de la empresa.
- Los ingresos de la empresa resultan únicamente de la venta de las unidades producidas.
- Se venden todas las unidades que produce la empresa y a un mismo precio de venta.
- Para el análisis de equilibrio no se consideran los costos de financiación.

El BNAI representa la diferencia entre los ingresos por ventas y los costos totales de producción (**ecuación 6.5**). Igualando esta expresión a cero se determina el número de unidades de producción en el punto de equilibrio de acuerdo a la **ecuación 6.6**.

$$BNAI = N * Pv - N * CVu - CFT \quad \text{Ecuación 6.5}$$

$$Neq = \frac{CFT}{Pv - CVu} \quad \text{Ecuación 6.6}$$

Donde

- ✓ BNAI: beneficio neto antes de impuestos [USD/año]
- ✓ N: número de unidades producidas [ton/año]
- ✓ Pv: precio de venta del producto a puerta de fábrica [USD/ton]
- ✓ CVu: costo variable unitario [USD/ton]
- ✓ CFT: costo fijo total incluyendo depreciación [USD/año]

Es importante que al determinar e informar el punto de equilibrio de una empresa se informe tanto el valor de abscisas, determinado por la **ecuación 6.6** como el valor de ordenadas que estará dado o bien por los ingresos por ventas o bien por los costos totales de producción para la cantidad de unidades en el equilibrio.

Luego, a partir de la **ecuación 6.6** se calcula el punto de equilibrio para el proyecto. En la **tabla 6.25** se presenta este valor junto con los datos necesarios para su cálculo, los cuales fueron definidos anteriormente en el capítulo presente.

Tabla 6.25. Punto de equilibrio del proyecto.

CV _u (USD/ton)	730
CFT (c/depreciación) (USD/año)	2.974.451
P _v (USD/ton)	1.800
Punto de equilibrio	
Neq (ton/año)	2.779
ITeq (USD/año)	5.002.525

A continuación, se presenta la carta económica de producción del proyecto, la cual permite determinar el punto de equilibrio de manera gráfica cuando se intersectan los ingresos por ventas con los costos de producción totales. La distancia vertical entre la línea IT y la línea CT, para un determinado punto de operación o capacidad de producción, indica una ganancia a la derecha del punto de equilibrio (BNAI positivo) y una pérdida a la izquierda del mismo (BNAI negativo).

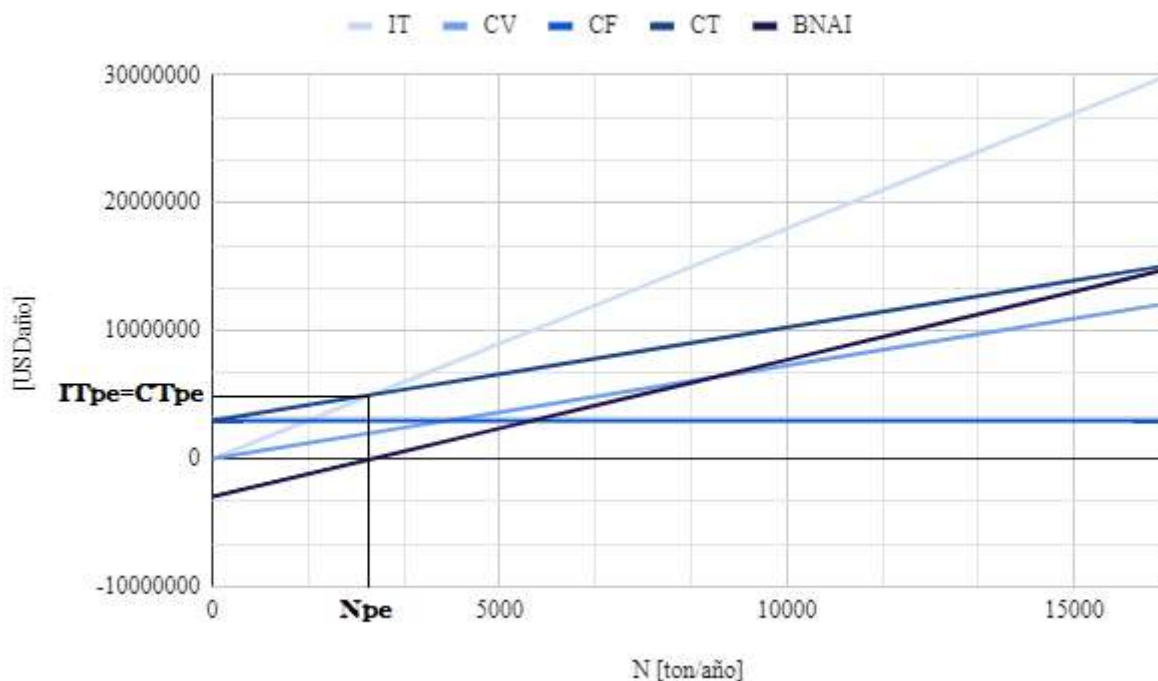


Figura 6.8. Carta económica de producción.

6.6.4. Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad es una técnica que permite evaluar el impacto de una modificación en los valores de las variables más importantes sobre los flujos de caja y, consecuentemente, sobre la rentabilidad.

Cuando una de las variables del proyecto se modifica, mientras el resto se mantienen constantes, se obtendrá un nuevo valor de rentabilidad (Valor presente o TIR). Si un cambio pequeño en la variable conduce a un cambio proporcionalmente mayor en los resultados, se dice que la situación es sensible a la variable.

A continuación se analiza la variación de la rentabilidad al modificar algunos parámetros significativos del proyecto.

Precio de venta de los alcoholes grasos

Se realiza el análisis de sensibilidad cuando varía el precio de venta (P_v) de los alcoholes grasos deseados (alcohol estearílico y cetílico). Al modificar el precio de venta, los ingresos por ventas también varían, haciendo que cambien los flujos de caja. Por lo tanto, para ver ésta variación se modifica el P_v de los alcoholes grasos y se ve el impacto que presenta sobre

la tasa interna de retorno (TIR). En la **figura 6.9** se observan los resultados obtenidos al variar un 20% el Pv.

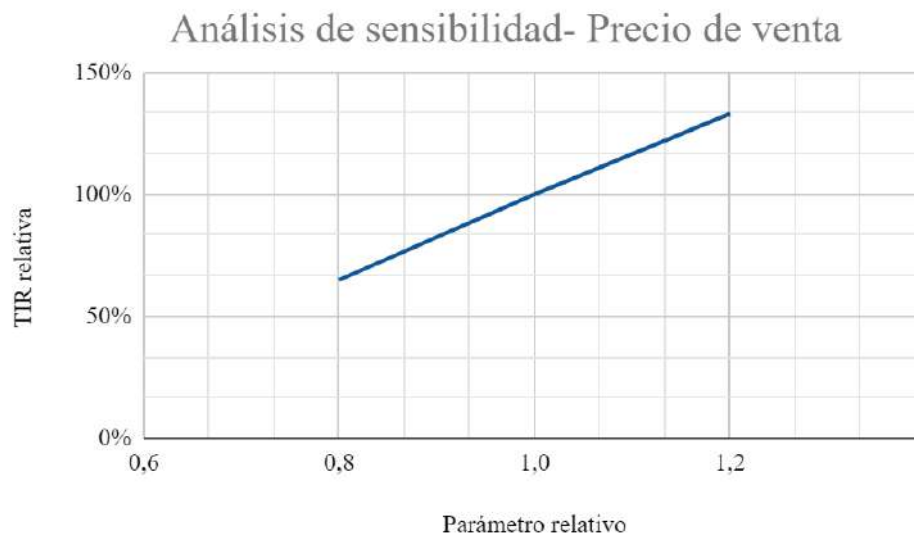


Figura 6.9. Variación de la TIR en función de la variación del precio de venta de los alcoholes grasos.

Como se observa en la **figura 6.9** al incrementar un 20% el Pv, la TIR aumenta un 33% y al disminuir un 20% el Pv, la TIR baja un 35%. Una modificación en el Pv de los alcoholes grasos hace que la TIR varíe considerablemente. Por ende, se puede afirmar que la tasa interna de retorno es sensible a los precios de venta de los productos. Sin embargo, al disminuir el Pv un 20% el proyecto sigue siendo rentable ya que la TIR sigue siendo mayor a la TRMA. En el caso de reducir más de un 25% el precio de venta, el proyecto dejaría de ser rentable debido a que la TIR sería menor que la TRMA establecida.

Costo de materia prima

Se realiza un análisis de sensibilidad tomando como parámetro el costo de materia prima debido a que, como puede observarse en la **figura 6.3**, es el costo variable de mayor valor por lo que se espera que su modificación tenga un impacto más notorio sobre la rentabilidad comparado a otros costos. Al igual que el análisis para el precio de venta de los alcoholes grasos, se realiza el análisis para el costo de materia prima. En la **figura 6.10**, se observan los resultados.

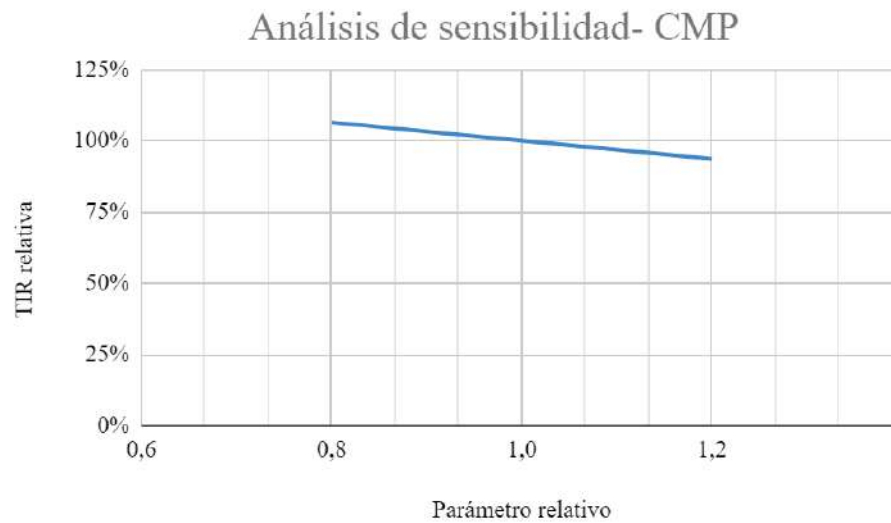


Figura 6.10. Variación de la TIR en función de la variación del costo de materia prima (CMP).

Analizando la **figura 6.10** se puede ver que, frente a un cambio en el costo de materia prima, la variación que sufre la TIR no es tan significativa como lo observado en el caso del cambio relativo del precio de venta de los alcoholes grasos, debido a que presenta una menor pendiente en el gráfico. En consecuencia, se puede afirmar que la TIR y, por ende, la rentabilidad del proyecto no son sensibles al costo de materia prima. El proyecto sigue siendo aún rentable si se aumentan más de un 50% los costos de materia prima, ya que la TIR sigue estando por encima de la TRMA establecida.

Inversión fija

Finalmente, se realiza un análisis de sensibilidad tomando como parámetro la inversión fija. En la **figura 6.11**, se observan los resultados obtenidos.

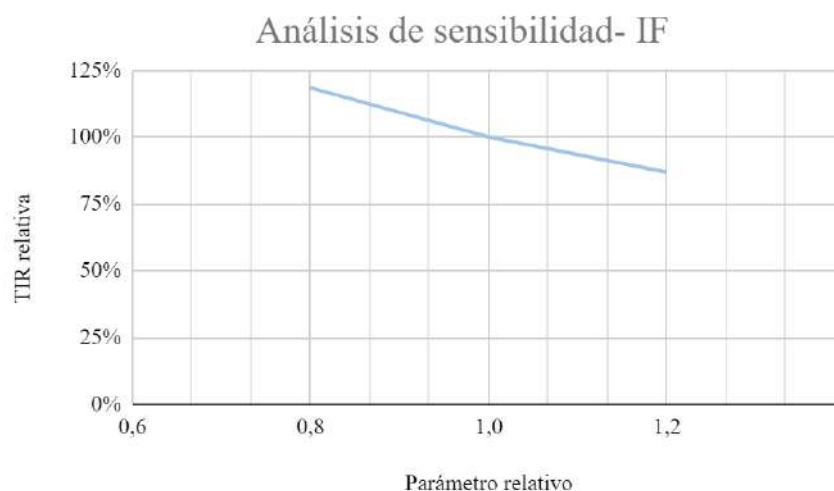


Figura 6.11. Variación de la TIR en función de la variación de la inversión fija (IF).

Observando la **figura 6.11** se puede ver que la variación de la TIR al modificar la inversión fija presenta una mayor sensibilidad en comparación con la variación del costo de materia prima. Sin embargo, el proyecto sigue siendo rentable aún si se aumenta un 50% la inversión fija. Por lo tanto, la rentabilidad no es significativamente sensible a la variación en la inversión fija, al igual que el costo de la materia prima.

Comparación de sensibilidad

A partir de los análisis de sensibilidad llevados a cabo para observar la variación relativa de la Tasa Interna de Retorno (TIR) en función del cambio relativo de distintos parámetros significativos del proyecto (precio de venta de los alcoholes grasos, costo de materia prima e inversión fija), se concluye que, como era de esperar, un aumento del precio de venta de los productos genera un aumento de la TIR, ya que aumentan los flujos de caja y el proyecto se vuelve más rentable. Mientras que, para los demás parámetros analizados, el efecto es opuesto ya que al aumentarlos, disminuye la TIR haciendo que el proyecto se vuelva menos rentable.

Al analizar las pendientes de las curvas de sensibilidad (**figura 6.12**) para todos los parámetros, se observa que la TIR y, por tanto la rentabilidad, es más sensible ante cambios relativos en los precios de venta de los productos, en comparación a cambios relativos en los

costos de materia prima y en la inversión fija. Además, es importante destacar que si los precios de venta de los alcoholes grasos disminuyen en más de un 25% el proyecto se vuelve no rentable. Por lo tanto, ésta última es una variable crítica a la hora de hacer el análisis económico del proyecto.

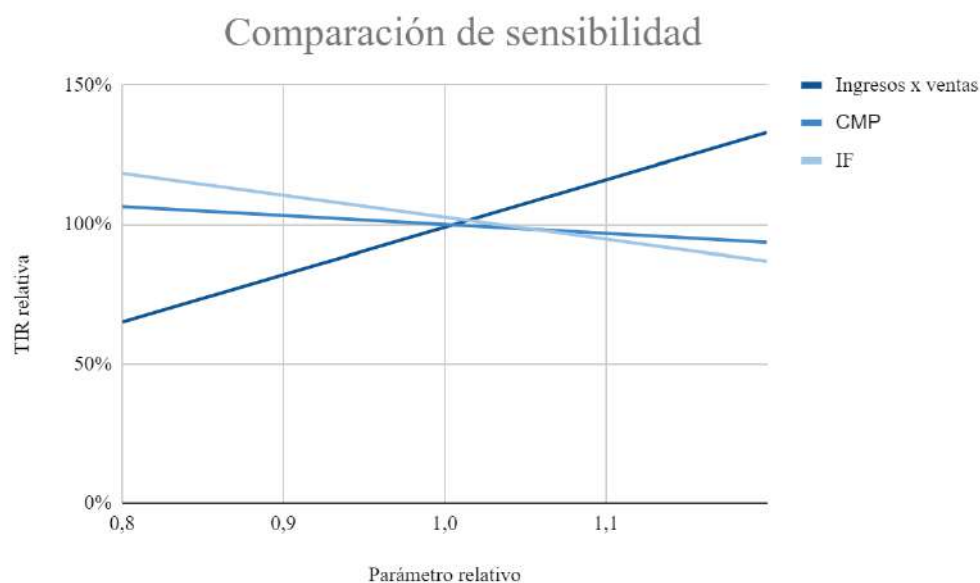


Figura 6.12. Comparación de sensibilidad.

6.6.5. Conclusiones

A lo largo del capítulo queda demostrada la factibilidad para la instalación de la planta de producción de alcoholes grasos, a partir del estudio de los distintos métodos para analizar la rentabilidad del proyecto, como lo son el valor presente, la TIR y el tiempo de repago. Debido a que el proyecto resulta rentable (siempre y cuando se controlen las variables más críticas, como el precio de venta de los alcoholes grasos), se recomienda continuar con el desarrollo del proyecto para la posterior instalación definitiva de la planta.

6.7. Bibliografía

- ✓ Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., West, R. E., & Peters, M. S. (n.d.). *Equipment Costs. Plant Design and Economics for Chemical Engineers- 5th Edition.* <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/>
- ✓ *Matches' Process Equipment Cost Estimates.* (2014). Matches. <http://www.matche.com/equipcost/Default.html>
- ✓ SG H2 Energy. (n.d.). Economics - Cost comparison. Retrieved 2021, from <https://www.sgh2energy.com/economics>
- ✓ Gobierno Argentino. (n.d.). Tarifas de Energía. <https://www.argentina.gob.ar/enre/tarifas>
- ✓ Boletín oficial de la República Argentina. (n.d.). Legislación y Avisos Oficiales. ENTE NACIONAL REGULADOR DEL GAS. Retrieved 2021, from <https://www.boletinoficial.gob.ar/detalleAviso/primera/235099/20200918>
- ✓ AYSA. (n.d.). Conocé tu factura de agua. Retrieved 2021, from <https://www.aysa.com.ar/usuarios/Conoce-tu-factura>
- ✓ Cátedra Electrotecnia & UNLP. (n.d.). *LA INGENIERÍA BÁSICA.* Retrieved 2021, from <https://catedra.ing.unlp.edu.ar/electrotecnia/sispot/Libros%202007/libros/et/et-03/et-036/et-036.htm>
- ✓ Cátedra de Ingeniería Económica. (2020). *Rentabilidad.*
- ✓ Cátedra de Ingeniería Económica. (2020). *Inversión.*
- ✓ Cátedra de Ingeniería Económica. (2020). *Costos de producción.*
- ✓ Cátedra de Ingeniería Económica. (2020). *Modelos de decisión económica.*
- ✓ HUBEI AOKS BIO-TECH CO., LTD. & Alibaba. *Cromito de cobre.* Retrieved 2021, from https://es.made-in-china.com/co_aoksbio/product_China-Factory-Supply-Copper-Chromite-CAS-No-12018-10-9-Application-in-Environmental-Protection_ouugshhg.html

- ✓ Taian Strength Equipment Co. & Alibaba. *High quality ASME standard hydrogenator reactor.* Retrieved 2021, from https://www.alibaba.com/product-detail/High-quality-ASME-standard-hydrogenator-reactor_1600121328550.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.284d46d1fZ6dy9
- ✓ *Lana De Vidrio Aislante Techos Chapa 50 60 Mm Foil Aluminio.* Mercado Libre. Retrieved 2021, from https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-906094852-lana-de-vidrio-aislante-techos-chapa-50-60-mm-foil-aluminio-_JM#position=4&search_layout=stack&type=item&tracking_id=195246fd-3555-4e01-9ad6-ccecbf104ad5
- ✓ Czebotaronek, V., Malarczuk, R., Sosa, Á., & Mobili, A. (2020). Capítulo 6: Análisis económico del proyecto. Trabajo Final de la carrera de Ingeniería Química. *Universidad Nacional de Mar del Plata.*
- ✓ *República Argentina - Poder Ejecutivo Nacional 2021.* ENARGAS. Retrieved 2021, from <https://wss.enargas.gov.ar:9092/service.aspx/ObtenerArchivo?Tipo=9&Numero=153&Ano=2021>
- ✓ FESTIQyPRA. (2021, Julio 21). Acuerdo Salarial.
- ✓ FEDERACIÓN DE SINDICATOS DE TRABAJADORES DE INDUSTRIAS QUIMICAS Y PETROQUIMICAS DE LA REPÚBLICA ARGENTINA. (2009). CONVENCIÓN NACIONAL N° 564/09.
- ✓ Applied Thermal Fluids. (n.d.). Dowtherm Q Synthetic Organic Heat Transfer Fluid 54 Gallon Drum. Retrieved 2021, from <https://www.appliedthermalfluids.com/product/dowtherm-q-heat-transfer-fluid/>
- ✓ Organ, G. E. (1972). *COPPER CHROMITE HYDROGENATION CATALYST REGENERATION PROCESS.* Patent N° 3.699.054.

CAPÍTULO 7

*Gestión
ambiental*



7.1. Resumen ejecutivo

El objetivo del presente capítulo es realizar una gestión ambiental del proyecto de producción de alcoholes grasos. La justificación ambiental del presente estudio de factibilidad incluye un análisis global del proyecto en su conjunto y un análisis detallado de sus principales componentes. En él, se define la política ambiental de la empresa junto con sus objetivos y metas correspondientes. Se considera lo establecido por la Ley General de Ambiente en Argentina.

Se determinan los aspectos ambientales de mayor importancia en el proyecto actual junto con sus impactos ambientales asociados. Posteriormente, se realiza la evaluación de los mismos por medio de la matriz ambiental, los aspectos más importantes se resumen en la **tabla 7.1**, y se determina la significancia de cada uno de ellos. Finalmente, se presentan las medidas preventivas y/o correctivas correspondientes.

Tabla 7.1. Matriz ambiental resumida.

Aspectos ambientales	Valor	Significancia
Consumo de agua	12	Alta
Consumo de agua	12	Alta
Generación de efluentes	11	Media
Consumo de combustible	9	Media
Reacción de combustión	10	Media
Consumo de energía eléctrica	8	Media
Utilización de aceites lubricantes	6	Baja
Utilización de productos químicos	9	Media
Desecho por reposición de catalizador de cobre desactivado	11	Media
Derrame de productos químicos	9	Media
Inadecuada disposición de reactivos	9	Media
Diseño inadecuado de cañerías y/o tanques de almacenamiento	11	Media
Diseño inadecuado de cañerías y/o tanques de almacenamiento	9	Media
Falta de medidas de seguridad	11	Media
Generación de residuos sólidos	6	Baja

Por otro lado, se definen en función de dónde se vierten los efluentes, ya sea en el desagüe cloacal o en un conducto pluvial, las concentraciones máximas permisibles de los diferentes parámetros establecidos en la Resolución 336-03. Así, se logran monitorear los efluentes industriales generados y verificar si cumplen con los requisitos establecidos.

Por último, se definen los objetivos ambientales en función de los impactos más significativos junto con sus indicadores correspondientes, los cuales permiten determinar si la organización cumple con los límites establecidos para lograr una adecuada gestión ambiental.

7.2. Justificación ambiental del proyecto

En la actualidad, el cuidado medioambiental toma un papel crucial. Es de vital importancia su consideración al momento de desarrollar un proyecto de tal magnitud, ya que tiene el potencial de modificar el ecosistema y vida humana del sector de manera significativa.

El proyecto tiene como fin producir alcoholes grasos de origen oleoquímico. Estos son compuestos renovables y biodegradables. Es una alternativa amigable con el medio ambiente, en comparación a los alcoholes grasos de origen petroquímico, derivados de fuentes sintéticas y no renovables. Hoy en día es de crucial importancia el reemplazo de productos de dicho origen, no sólo por cuestiones medioambientales, sino por sus efectos nocivos en la salud humana. Asimismo, la materia prima a utilizar (ácidos grasos) es derivada de residuos de origen animal: el sebo vacuno. Dicho insumo puede ser aprovechado para generar un producto de alto valor agregado, que en otro caso sería desechado y desperdiciado, impactando de forma negativa en el medio ambiente.

Es por ello que se debe realizar un estudio ambiental respecto a la producción de alcoholes grasos por esta ruta. Si bien se destacan sus beneficios medioambientales, es necesario realizar una gestión ambiental adecuada que justifique y cuantifique los impactos ambientales que se podrían llegar a generar.

7.3. Sistema de gestión ambiental

Un Sistema de Gestión Ambiental (SGA) es una herramienta que se utiliza para estudiar el impacto de las actividades de la organización sobre el medio ambiente. El mismo permite que una organización pueda alcanzar sus objetivos ambientales de manera sistemática, planificada y documentada. Permite monitorear el desempeño ambiental, lo cual ayuda a la organización a aumentar su eficiencia y reducir su huella de carbono. Un SGA incorpora la administración del medio ambiente en las operaciones diarias de una organización, las prácticas a largo plazo y otros marcos de administración de calidad.

Para crear un Sistema de Gestión Ambiental, una organización tiene que evaluar los efectos ambientales, establecer metas para ayudar a disminuir estos efectos y organizar cómo alcanzar dichos objetivos.

Cuando se habla de un impacto ambiental se hace referencia a una prueba reconocible y documentada de los efectos ambientales reales y potenciales de las operaciones de una organización. Esto se puede lograr a través de la realización de un análisis medioambiental.

Uno de los aspectos más importantes de un SGA es la revisión de los objetivos ambientales para analizar su impacto en el entorno y la mejora continua del desempeño ambiental. La documentación es muy valiosa para probar los cambios ambientales ejecutados frente al personal, los inversores y otras personas que juegan un papel importante en la empresa en cuestión.

Respecto a las auditorías y la supervisión, estas deben ser ejecutadas de forma regular para garantizar que el SGA logre la consecución de sus objetivos. En cuanto a los procedimientos operativos y de emergencia, en estos se incluyen todas las estrategias que se van a utilizar en el proceso.

7.3.1. Beneficios

Los beneficios más importantes que aporta el Sistema de Gestión Ambiental a la organización son:

- ✓ Minimiza los efectos ambientales.
- ✓ Aumenta el uso productivo de los activos.
- ✓ Reduce la cantidad de residuos que se producen.
- ✓ Ayuda a dar al público una buena imagen de lo que la organización tiene y desea ser.
- ✓ Juega un papel fundamental en la construcción de la conciencia de la preocupación ambiental entre las personas dentro de la organización.
- ✓ Se obtiene un conocimiento superior de los efectos ambientales de los ejercicios de la organización.
- ✓ Aumentan los beneficios de expansión y la mejora de la ejecución del plan ambiental a través de operaciones más productivas.

7.3.2. Factores de éxito

Para realizar una aplicación adecuada de la norma ISO 14001, es necesario definir diferentes objetivos y determinar los factores de éxito que garantizan su cumplimiento. La norma ISO 14001 tiene el objetivo principal de proporcionar a las empresas un marco de protección para el medio ambiente y responder a condiciones climáticas cambiantes, siempre en equilibrio con las necesidades socioeconómicas.

Conseguir los objetivos es el propósito de cualquier organización, sin embargo, para obtener el éxito, hay que aplicar todas las prácticas adecuadas. En el caso de la aplicación de la norma ISO 14001, los factores de éxito son:

- ✓ El compromiso de todos los niveles de gestión y las funciones que realiza la organización.
- ✓ La participación de la dirección ejerciendo el liderazgo.
- ✓ Mayores posibilidades de prevenir y reducir los impactos negativos.
- ✓ Mayores posibilidades de obtener impactos positivos.
- ✓ El tratamiento eficiente de riesgos y oportunidades.
- ✓ La alineación e integración con la estrategia, los procesos comerciales y la toma de decisiones.

- ✓ La confianza de las partes interesadas en la empresa.

7.3.3. Modelo planificar-hacer-verificar-actuar

Un SGA eficaz está basado en un ciclo de mejora continua, en el que las operaciones diarias de su organización impulsan un mayor aumento de la eficiencia. El nombre del Ciclo PDCA (o Ciclo PHVA) proviene de las siglas Planificar, Hacer, Verificar y Actuar, en inglés “Plan, Do, Check, Act”. También es conocido como Ciclo de mejora continua o Círculo de Deming, por ser Edwards Deming su autor.

Esta metodología describe los cuatro pasos esenciales que se deben llevar a cabo de forma sistemática para lograr la mejora continua, entendiendo como tal al mejoramiento continuado de la calidad (disminución de fallos, aumento de la eficacia y eficiencia, solución de problemas, previsión y eliminación de riesgos potenciales, entre otros).

El perfeccionamiento continuo y la mejora de un SGA basado en ISO 14001 es un proceso que consta de cuatro pasos. El proceso se realiza de manera lineal y la finalización de un ciclo precede al inicio del siguiente.

1. *Planificar*: en esta etapa se establecen objetivos y se identifican los procesos necesarios para lograr determinados resultados de acuerdo a las políticas de la organización. También, se determinan los parámetros de medición que se van a utilizar para controlar y seguir el proceso.
2. *Hacer*: consiste en la implementación de los cambios o acciones necesarias para lograr las mejoras planteadas. Con el objeto de ganar eficacia y poder corregir fácilmente posibles errores en la ejecución, normalmente se desarrolla un plan piloto a modo de prueba o testeo.
3. *Verificar*: una vez que se ha puesto en marcha el plan de mejoras, se establece un período de prueba para medir y valorar la efectividad de los cambios. Se trata de una fase de regulación y ajuste.
4. *Actuar*: por último, una vez realizadas las mediciones, en el caso de que los resultados no se ajusten a las expectativas y objetivos predefinidos, se realizan las correcciones y

modificaciones necesarias. Por otro lado, se toman las decisiones y acciones pertinentes para mejorar continuamente el desarrollo de los procesos. Una vez terminado el paso 4, se debe volver al primer paso periódicamente para estudiar nuevas mejoras a implantar.

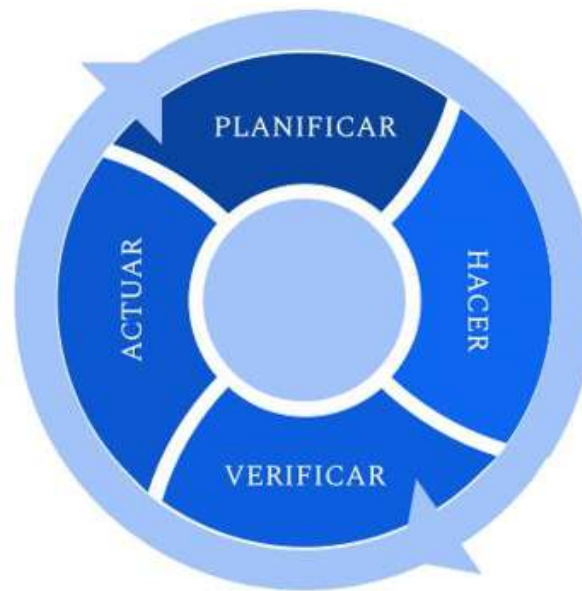


Figura 7.1. Ciclo PDCA para la mejora continua.

7.4. Política ambiental

La política ambiental es un conjunto de principios e intenciones formales respecto al medio ambiente. Se trata de un documento guía para la mejora ambiental y su cumplimiento resulta fundamental para la integridad y el éxito del Sistema de Gestión Ambiental basado en la norma ISO 14001.

La política ambiental expresa su compromiso de la organización con el medio ambiente en tres puntos fundamentales:

- ✓ Mejora continua
- ✓ Prevención y control de la contaminación
- ✓ Compromiso de cumplir la legislación ambiental relevante

La política ambiental consiste en una declaración breve, pública y documentada en la que la empresa pone sus intenciones para con el medio ambiente, los objetivos generales y

los principios que guiará la mejora continua. Dicha declaración tiene que estar firmada por la alta dirección, ya que es un documento escrito donde se exponen todos los compromisos que persigue la organización con respecto al medio ambiente. Además, debe ser comprensiva, detallada y realista, evitando objetivos que de antemano se sabe que son inalcanzables. La actualización periódica es fundamental, a partir de auditorías y revisiones por parte de la dirección de la empresa.

Por regla general la política ambiental debe permanecer a disposición del público, debe transmitirse a todo el personal de la empresa que trabaje en la misma y también a todos los trabajadores ajenos a la empresa que realicen funciones en nombre de la misma.

Con respecto a la legislación en la Argentina existe la Ley Nacional N° 25675, llamada Ley General de Ambiente, que establece los presupuestos mínimos para el logro de una gestión sustentable y adecuada del ambiente, la preservación y protección de la diversidad biológica y la implementación del desarrollo sustentable.

En el presente proyecto a fin de lograr un sistema de gestión ambiental que permita un desarrollo sustentable, se considera lo establecido por la Ley General de Ambiente en Argentina. La política ambiental consiste en una serie de objetivos que se presentan a continuación:

- A. Asegurar la preservación, conservación, recuperación y mejoramiento de la calidad de los recursos ambientales, tanto naturales como culturales, en la realización de las diferentes actividades antrópicas.
- B. Promover el mejoramiento de la calidad de vida de las generaciones presentes y futuras, en forma prioritaria.
- C. Fomentar la participación social en los procesos de toma de decisión.
- D. Promover el uso racional y sustentable de los recursos naturales.
- E. Mantener el equilibrio y dinámica de los sistemas ecológicos.
- F. Asegurar la conservación de la diversidad biológica.

- G. Prevenir los efectos nocivos o peligrosos que las actividades antrópicas generan sobre el ambiente para posibilitar la sustentabilidad ecológica, económica y social del desarrollo.
- H. Promover cambios en los valores y conductas sociales que posibiliten el desarrollo sustentable, a través de una educación ambiental, tanto en el sistema formal como en el no formal.
- I. Organizar e integrar la información ambiental y asegurar el libre acceso de la población a la misma.
- J. Establecer un sistema federal de coordinación interjurisdiccional, para la implementación de políticas ambientales de escala nacional y regional.
- K. Establecer procedimientos y mecanismos adecuados para la minimización de riesgos ambientales, para la prevención y mitigación de emergencias ambientales y para la recomposición de los daños causados por la contaminación ambiental.

7.5. Aspectos e impactos ambientales

Según la ISO 14001, 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. Existe una diferencia entre los aspectos ambientales normales y los significativos, pues estos últimos pueden causar un impacto importante en el medio ambiente.

Es necesario que la empresa cuente con un procedimiento actualizado para poder identificar los aspectos ambientales que generan sus actividades, productos y servicios. Existen diferentes formas de identificarlos.

La primera es seguir la normativa gubernamental, es decir, todos los aspectos legales, reglas, riesgos que puedan afectar a la actividad de la empresa. Esto se debe a que generalmente las normativas de los gobiernos comprenden los aspectos ambientales claves con los que la organización debe trabajar.

Otra forma consiste en identificar los productos o servicios que podrían generar algún cambio positivo o negativo en el ambiente. En esta fase se encuentran fácilmente las actividades que implican contaminación de aire, suelo, agua, materias primas etc. Las organizaciones también pueden obtener este tipo de información observando los resultados de evaluaciones anteriores, información existente sobre incidentes ambientales y, en definitiva, todas las prácticas de gestión ambiental.

El motivo principal de identificar los aspectos ambientales es establecer cuáles podrían provocar impactos ambientales importantes. Es crucial también separar los graves de los más leves para así cumplir con el objetivo de la empresa. También, es importante establecer si se desea cumplir con la ISO 14001 y evitar sanciones.

Es considerable destacar que los aspectos interactúan con el medio ambiente y los impactos producen cambios en él resultantes de la interacción. Entre estos dos elementos existe una relación de causa y efecto.

La ISO 14001 sugiere cuatro etapas para identificar los aspectos e impactos.

- 1) Elegir una actividad o proceso en concreto (por ejemplo, el agua que usamos para fabricar nuestros productos).
- 2) Identificar aspectos ambientales posibles de la actividad (por ejemplo, posible contaminación del agua).
- 3) Identificar los impactos reales o potenciales que se asocian al aspecto (por ejemplo, grado de contaminación del agua).
- 4) Diagnosticar la importancia de los impactos.

Una vez identificados los impactos ambientales, hay que clasificarlos según su relevancia, para ello se puede tomar como referencia:

- ✓ La escala del impacto.
- ✓ La gravedad.
- ✓ Posibilidad de que ocurra y posibles consecuencias.
- ✓ Duración del impacto.

A continuación se realiza el relevamiento de los aspectos ambientales, identificando a su vez los impactos ambientales asociados a cada uno de ellos, para su posterior cuantificación.

7.5.1. Impactos ambientales

Para llevar a cabo la cuantificación de los impactos ambientales se consideran los siguientes parámetros:

- ✓ Severidad: gravedad del impacto en el medioambiente.
- ✓ Frecuencia: periodicidad o repetición de ocurrencia del impacto.
- ✓ Magnitud: área de influencia del impacto.

Para los tres factores analizados se considera una escala de 1 a 5, donde 1 corresponde al valor más bajo del componente y 5 al valor más alto.

Una vez definidos los 3 parámetros, se obtiene el valor total del impacto. Este se calcula como la suma de los factores mencionados anteriormente. Luego, se determina el tipo de significancia de cada impacto en función del rango del valor total, según la **tabla 7.2**.

Tabla 7.2. Clasificación de significancia según valor del impacto.

Rango de valor del impacto	Tipo de significancia
3-6	Baja
7-11	Media
12-15	Alta

A partir del grado de significancia, se pueden definir cuáles son las actividades que se consideran graves para priorizar la búsqueda de su solución en mayor grado, en comparación con el resto cuya significancia es más leve. Sin embargo, esto no significa que no se deba tratar de solucionar o atenuar el resto de las causas.

7.5.1.1. Identificación y evaluación de los impactos ambientales

En la **tabla 7.3** se presenta un resumen de todos los aspectos y sus impactos ambientales correspondientes para la planta en cuestión, también se presenta la evaluación de la significancia para cada uno de ellos. Además, se tienen en cuenta los controles en curso, es decir, se explica si el impacto ambiental causado por una determinada actividad está controlado (bajo supervisión, que ya se han tomado las medidas necesarias para su disminución o erradicación). Posteriormente, para los casos en los que no hay control, se detallan las posibles medidas correctivas pertinentes.

Tabla 7.3. Matriz de impactos ambientales.

Identificación del aspecto			Impactos ambientales	Evaluación de la significancia del impacto				
Aspectos ambientales		Identificación de sistema y/o proceso	Impactos ambientales asociados	Impacto ambiental			Valor	Significancia
				Frecuencia	Severidad	Magnitud		
1	Consumo de agua	Red de intercambiadores, torre de enfriamiento de agua, agua de reposición*	Consumo de recurso natural	5	2	5	12	Alta
2	Consumo de agua	Limpieza general del establecimiento	Consumo de recurso natural	5	2	5	12	Alta
3	Generación de efluentes	Sistema de purificación de alcoholes (destilador)*	Contaminación de suelos y fuentes de agua natural	5	3	3	11	Media
4	Consumo de combustible	Caldera	Consumo de recurso natural	4	2	3	9	Media
5	Reacción de combustión	Caldera	Emisión de gases de combustión a la atmósfera, efecto invernadero	4	3	3	10	Media
6	Consumo de energía eléctrica	Operación de la planta en general	Consumo de recurso natural	3	2	3	8	Media
7	Utilización de aceites lubricantes	Mantenimiento de equipos	Generación de residuos especiales	1	3	2	6	Baja
8	Utilización de productos químicos	Limpieza general del establecimiento	Generación de efluentes líquidos	5	2	2	9	Media

9	Desecho por reposición de catalizador de cobre desactivado	Sistema de acondicionamiento de catalizador	Generación de residuos especiales y contaminantes	5	4	2	11	Media
10	Derrame de productos químicos	Almacenamiento de productos	Contaminación de suelos y fuentes de agua natural	1	4	4	9	Media
11	Inadecuada disposición de reactivos	Almacenamiento de reactivos	Riesgo de derrame, filtración o vertido incontrolado	1	4	4	9	Media
12	Diseño inadecuado de cañerías y/o tanques de almacenamiento	Almacenamiento de gases a alta presión	Riesgo de incendio o explosión	1	5	5	11	Media
13	Diseño inadecuado de cañerías y/o tanques de almacenamiento	Almacenamiento de gases a alta presión	Contaminación por gases	1	4	4	9	Media
14	Falta de medidas de seguridad	Caldera	Riesgo de incendio o explosión	1	5	5	11	Media
15	Generación de residuos sólidos	Actividad del personal	Contaminación del agua/suelo	4	1	1	6	Baja

*Los sistemas y/o procesos identificados fueron diseñados con el fin de disminuir o erradicar el impacto ambiental generado

7.5.1.1.1. Impactos controlados por diseño

Se detallan los impactos ambientales que, previstos al momento de plantear el diseño de la planta, se buscan disminuir su impacto en la mayor medida posible. Se tienen en cuenta en el diseño de los sistemas, equipos y en la distribución de las corrientes.

7.5.1.1.1.1 Consumo de agua

Respecto al consumo de recursos naturales como el agua, se buscó realizar un diseño que desperdiciara el menor volumen posible de la misma. Es por ello que se realizó un diseño de ciclo cerrado en la integración energética. No se utiliza agua fresca para alimentar los intercambiadores de calor, sino que el agua caliente que sale del sistema ingresa a una torre de enfriamiento de agua, que la devuelve en condiciones para reingresar a la red de intercambiadores. De esta manera, se evita desperdiciar el recurso natural. Al mismo tiempo, se diseñó el sistema de intercambiadores de calor para que el agua no abandone el sistema a alta temperatura. Así se evita que el agua ingrese a temperaturas elevadas a la torre de enfriamiento, y que haya grandes pérdidas por evaporación. Por lo tanto, se debe reponer menos agua al sistema, generando un ahorro del recurso.

7.5.1.1.1.2. Generación de efluentes

Por otro lado, se busca disminuir la cantidad de efluentes. Por ejemplo, se instala un sistema de recirculación de la corriente del fondo de la segunda torre de destilación, compuesta principalmente por ésteres grasos, que se reingresa al reactor. De esta manera, además de aprovechar los compuestos que pueden continuar reaccionando, se evita generar efluentes con alto potencial de contaminación.

7.5.1.1.2. No conformidades, acciones correctivas y preventivas

Con respecto a las acciones correctivas, en esta sección se plantea que cuando se haya detectado un trabajo no conforme o fallas en las políticas y procedimientos del sistema de gestión ambiental se deben implementar acciones correctivas. Para determinar dichas acciones, previamente se debe realizar una investigación de acuerdo a la magnitud del

problema y sus riesgos. Una vez detectado el problema se llevan a cabo las medidas correctivas. Se debe realizar un seguimiento posterior para asegurar la eficacia de las acciones implementadas.

Haciendo énfasis en las acciones preventivas, la organización debe identificar las mejoras necesarias y las potenciales fuentes de no conformidades. Se deben planear las técnicas o acciones administrativas para desarrollar, implementar y realizar planes de acción y procedimientos debidamente documentados, con la finalidad de reducir la probabilidad de ocurrencia de estas. Además, es recomendable que la organización identifique las oportunidades de mejora, para evitar eventuales problemas que podrían llegar a aparecer a futuro.

A continuación, se aborda cada aspecto tratado en la **tabla 7.3** con sus correspondientes acciones correctivas y/o preventivas.

1. *Consumo de agua (por proceso químico):* como se mencionó anteriormente, la restricción en el consumo de agua para el proceso químico fue tomada en cuenta al momento de diseñar la planta. Sin embargo, al ser un recurso tan preciado, se decide controlar su consumo de igual manera. Para esto, se plantea un indicador de consumo aceptable. En caso de que se supere, se deberá estudiar por qué se está superando dicho rango y tomar acciones correctivas.
2. *Consumo de agua (por limpieza general del establecimiento):* aunque los volúmenes de agua utilizados para la limpieza del lugar no son comparables con el requerido por el proceso, de igual manera se debe controlar el uso del recurso. Para ello se plantea realizar un plan de consumo de agua responsable, que genere buenas prácticas de operación, evitando el desperdicio innecesario.
3. *Generación de efluentes:* como fue mencionado anteriormente, parte de la generación de efluentes fue tomada en cuenta en el diseño del proceso. Es por eso que se aprovecha una corriente que se recircula al sistema de reacción, generando menos desechos y aprovechando el potencial para seguir reaccionando de los compuestos. Por otro lado, en la primera torre de destilación se minimiza el destilado generado,

cuyo caudal es de 1 kg/h. El mismo está compuesto principalmente por alcoholes grasos de 18 y 14 carbonos. Como el caudal generado es bajo, no se justifica el tratamiento de efluente en la planta, y puede ser acumulado y posteriormente derivado a empresas que se encarguen de su tratamiento. La torre de destilación 1 posee un condensador parcial, por lo que por el tope elimina una corriente de vapor. La misma está compuesta en un 90% de vapor de agua, y el resto alcoholes grasos y glicerina, por lo que se podría estudiar si dicha composición cumple con los límites de vertido para poder ser liberada a la atmósfera sin riesgos de contaminación ambiental. En caso de que no, se debería realizar un tratamiento previo a su descarga al desagüe.

4. *Consumo de combustible:* la quema de combustible para la caldera elegida es un proceso inevitable. Por lo tanto, se propone plantear un plan de operación del equipo, que genere un aprovechamiento de la energía generada.
5. *Reacción de combustión:* debido a la combustión del gas natural en la caldera se generan gases de efecto invernadero. De la mano con el plan de operación para el consumo de combustible viene el control de emisiones de gases liberados. Operando la caldera de manera eficiente, además de controlar la cantidad de gas natural quemado, se busca limitar la emisión de gases contaminantes a lo mínimo y necesario por el proceso. Se propone medir de forma anual la emisión de gases, y llevar a cabo el análisis de combustión conforme a “Disposiciones, Normas y Recomendaciones para uso de Gas Natural en Instalaciones Industriales”, Gas del Estado, Argentina, 1985. En caso de que los gases de combustión no cumplan con los límites establecidos por la norma, se deberá estudiar la falla dentro del sistema de la caldera para eventualmente aplicar medidas correctivas.
6. *Consumo de energía eléctrica:* se debe tener un consumo responsable y uso eficiente de la energía, de esta manera se optimizan los procesos productivos y el empleo de la energía utilizando la misma cantidad o menos para producir más bienes.

7. *Utilización de aceites lubricantes:* es necesario llevar a cabo un mantenimiento periódico de los equipos a utilizar, lubricar sus partes móviles y evitar un desgaste temprano de los mismos. No es un proceso evitable si se quiere maximizar la duración de los equipos en estado óptimo. Por lo tanto, el lubricante residual debe ser dispuesto de manera adecuada. Como el mantenimiento tiene una periodicidad baja, suele realizarse un mantenimiento anual, el volumen de aceite a desechar es bajo. Puede derivarse a empresas especializadas en su tratamiento para el desecho, ya que no se justifica la instalación de un sistema de tratamiento en la planta por esos volúmenes.
8. *Utilización de productos químicos:* los mismos son necesarios para llevar a cabo la limpieza y mantenimiento de los equipos de la planta. Para evitar que la generación de estos efluentes líquidos contaminen el agua se propone utilizar productos químicos que no sean dañinos ni tóxicos para el medioambiente.
9. *Desecho por reposición de catalizador de cobre desactivado:* el proceso requiere que se reponga una fracción usada del catalizador por una fresca, por lo que se genera un residuo de catalizador constantemente. El residuo es altamente contaminante, debido a que contiene cromo. El cromo es un compuesto altamente tóxico, nocivo para el medio ambiente y el ser humano. Es por ello que se debe disponer como residuo especial, y se propone que una empresa especializada realice un tratamiento adecuado para neutralizar su efecto nocivo y poder ser desechado sin contaminar.
10. *Derrame de productos químicos:* una medida de prevención para este aspecto es llevar a cabo un almacenamiento adecuado de los productos. Para lograr esto se podría contar con sistemas de drenaje para controlar derrames y evitar la contaminación de los suelos o de las fuentes de agua natural.
11. *Inadecuada disposición de reactivos:* se propone lo mismo que para el punto 10.
12. *Diseño inadecuado de cañerías y/o tanques de almacenamiento:* el almacenamiento de gases a alta presión puede generar incendios o explosiones si su diseño es

inadecuado. Para prevenir este aspecto se debe evitar su almacenamiento excesivo; los tanques de almacenamiento deben colocarse en forma conveniente, para asegurarlos contra caídas y choques; no deben existir en las proximidades sustancias inflamables o fuentes de calor y los lugares de almacenaje deben ser de paredes resistentes al fuego y tiene que cumplir con las prescripciones dictadas para sustancias inflamables o explosivas.

13. *Diseño inadecuado de cañerías y/o tanques de almacenamiento:* se propone lo mismo que para el punto 12.

14. *Falta de medidas de seguridad en la caldera:* este aspecto es importante que sea controlado debido a que puede generar impactos considerables como incendios o explosiones en la caldera. Para evitar estas cuestiones es necesario que una persona capacitada haga un chequeo cada año para verificar las medidas de seguridad presentes en la caldera y realice un control estricto de las condiciones de operación de la misma y así detectar fallas en ella, si las hubiera.

15. *Generación de residuos sólidos por actividad del personal:* se refiere a los materiales descartables que utiliza el personal principalmente en el comedor de la planta. Una medida correctiva puede ser utilizar materiales reciclables y/o biodegradables con el fin de disminuir la generación de éstos residuos.

7.5.1.1.3. Efluentes

Los efluentes industriales son descargas residuales derivadas de los procesos industriales, como así también los vertidos originados por distintos usos del agua industrial. Entre ellos se destacan los originados de las purgas de circuitos cerrados o semicerrados de recirculación de aguas de proceso, aguas de condensados, de limpieza de equipos y utensilios, de producción de vapor; los cuales son llevados a cualquier sitio fuera de la industria.

En la industria la composición de los líquidos residuales varía con el tipo de proceso que se lleva a cabo. El agua se utiliza como materia prima, como medio de producción y para enfriamiento o lavado. A medida que el agua utilizada recorre el proceso de producción se va

cargando de contaminantes, como son los elementos orgánicos que pueden ser biodegradables o no biodegradables y/o elementos inorgánicos, como así también elementos tóxicos.

Por ello, resulta importante hacer un análisis de los efluentes generados por la planta, identificando las corrientes de proceso y su composición para controlar que se cumplan los límites máximos según las normativas vigentes en donde se encuentre la planta en cuestión. En este caso, la planta productora de alcoholes grasos se encuentra ubicada en el parque industrial Tortuguitas en el partido de Malvinas Argentinas, en la provincia de Buenos Aires. Por lo tanto, se sigue lo establecido por la ley bonaerense.

La Ley 12257 regula los efluentes líquidos, y en la Resolución 336-03 de la misma se diferencian las concentraciones máximas de los distintos parámetros, según hacia dónde se vierte el efluente. En la **Tabla 7.4** se observan los parámetros de mayor interés.

Tabla 7.4. Límites de descargas de la Resolución 336-03, Ley 12257.

Límites para descargas a				
	Parámetro	Unidades	Colectora Cloacal	Conducto Pluvial o cuerpo de agua superficial
1	Temperatura	°C	≤ 45	≤ 45
	pH	upH	7,0 - 10	6,5 - 10
	Sólidos sedimentables a 10 minutos	ml/l	Ausente	Ausente
	Sólidos sedimentables a 2 horas	ml/l	≤ 5,0	≤ 1
	Sulfuros	mg/l	≤ 2,0	≤ 1
	Hidrocarburos totales	mg/l	≤ 30	≤ 30
	Cloro Libre	mg/l	NE	≤ 0,5
2	D.B.O	mg/l	≤ 200	≤ 50
	D.Q.O	mg/l	≤ 700	≤ 10
	Sulfatos	mg/l	≤ 1000	NE
3	Cromo Total	mg/l	≤ 2	≤ 2

*La indicación de “Ausente” es equivalente a menor que el límite de detección de la técnica analítica indicada.

*N.E. significa que por el momento no se establecen límites permisibles.

Una vez definidos los parámetros de los efluentes generados en la industria, se debe controlar que se cumplan los límites establecidos por la legislación. Para la obtención de dichos parámetros se utilizan diferentes técnicas analíticas que son certificadas por un laboratorio. En caso de que no se cumpla algún límite es responsabilidad de la empresa llevar a cabo procesos de tratamientos de efluentes con el fin de disminuir el efecto contaminante, logrando así desechar los efluentes en el conducto cloacal o en el pluvial.

El tratamiento de efluentes se compone de distintas etapas que dependen del componente a tratar, entre ellas se encuentran:

- ✓ *Pretratamiento*: su objetivo es proteger las instalaciones y procesos de aguas abajo mediante la remoción de materiales gruesos que puedan dañar los equipos e instalaciones del resto de tratamiento. Se pueden utilizar rejillas, filtros, tamices, desarenadores entre otros.
- ✓ *Tratamiento primario*: la función es eliminar los sólidos en suspensión para poder aplicarles un tratamiento biológico. El proceso consiste en dejar las aguas residuales sedimentar en grandes tanques de sedimentación durante varias horas.
- ✓ *Tratamiento secundario*: elimina la materia orgánica suspendida o disuelta en las aguas residuales que no ha sido eliminada con el tratamiento primario.
- ✓ *Tratamiento terciario*: se utiliza para retirar los elementos que se hallan en pequeñas proporciones, como nutrientes o sustancias tóxicas por desinfección, o para realizar un pulido del efluente luego del tratamiento secundario.

Entonces, en función de cada efluente generado, se debe evaluar el posible sistema de tratamiento adecuado para luego llevar a disposición final (relleno sanitario o sitio dedicado) o directamente ser descargado a cloacas o pluviales si cumplen con los límites establecidos.

7.5.2. Objetivos ambientales

Una forma de saber si los impactos ambientales asociados con el proyecto están dentro de los límites aceptados es por medio de los indicadores ambientales. La organización debe establecer una serie de objetivos ambientales con sus respectivas metas, que deben ser coherentes con la política ambiental de la misma, de forma tal de integrarlos dentro de las decisiones estratégicas de la empresa para mejorar el sistema de gestión ambiental y el entorno natural en el que se desempeña.

A continuación, se presentan los objetivos ambientales propuestos para el presente proyecto junto con los indicadores correspondientes.

7.5.2.1. Consumo de agua

El consumo de agua se debe principalmente al necesario para llevar a cabo el proceso, pero también se requiere para la limpieza general del establecimiento. Se estima que el agua de limpieza corresponde a un 10% de la requerida para el proceso.

$$\text{Consumo de agua (proceso)} = 2,45 \frac{m^3}{\text{ton alcohol graso producido}}$$

$$\text{Consumo de agua (limpieza)} = 0,25 \frac{m^3}{\text{ton alcohol graso producido}}$$

Por lo tanto, el consumo de agua mínimo requerido por el proceso corresponde a:

$$\text{Consumo de agua total} = 2,70 \frac{m^3}{\text{ton alcohol graso producido}}$$

Se establece un margen de aumento del consumo de agua que no supere el 10% del valor mínimo. En caso de que se supere, se debe estudiar dónde está el problema que genera el aumento del consumo y aplicar medidas correctivas.

$$\text{Consumo de agua límite} = 2,97 \frac{m^3}{\text{ton alcohol graso producido}}$$

7.5.2.2. Consumo de gas natural

El gas natural se utiliza como combustible en las calderas de la planta. El consumo mínimo de gas natural requerido por tonelada de producto producido, considerando ambas calderas, es de:

$$\text{Consumo de gas natural} = 150,3 \frac{\text{m}^3}{\text{ton alcohol graso producido}}$$

Se considera que el consumo de gas natural no supere un 10% del valor mínimo, como margen de seguridad. Si el mismo se supera, se deben investigar las causas que provocan este aumento y se deben aplicar las medidas correctivas correspondientes.

El límite del consumo de gas natural es de:

$$\text{Consumo de gas natural máximo} = 165,33 \frac{\text{m}^3}{\text{ton alcohol graso producido}}$$

7.5.2.3. Consumo de energía eléctrica

A partir del valor estimado en el Capítulo 5, el consumo energético resulta:

$$\text{Consumo energético} = 158,17 \frac{\text{kW/h}}{\text{ton alcohol graso producido}}$$

Considerando un 10% de margen:

$$\text{Consumo límite} = 173,98 \frac{\text{kW/h}}{\text{ton alcohol graso producido}}$$

En caso de que se supere este valor límite se debe realizar un control de consumo energético y tomar acciones correctivas para limitar el gasto.

7.5.2.4. Generación de efluentes

Se establecen límites para la generación de efluentes líquidos y gaseosos, dados por la cantidad generada al producir la capacidad nominal de la planta:

$$\text{Efluentes líquidos} = 0,53 \frac{\text{kg}}{\text{ton alcohol graso producido}}$$

$$\text{Efluentes gaseosos} = 100,2 \frac{\text{kg}}{\text{ton alcohol graso producido}}$$

Como medida se decide no superar estos valores límites de generación de efluentes. En caso de que ocurra, se deberá buscar una forma de modificar el diseño para disminuir la cantidad generada.

7.6. Bibliografía

- ✓ ADA. (15 de octubre 2003). Resolución N°336-03.
<http://www.ada.gba.gov.ar/sites/default/files/2019-04/Resoluci%C3%B3n%20336-03%20ADA%20parametros%20de%20descarga%20adminisble.pdf>
- ✓ *Análisis de los requisitos de gestión de la Norma ISO 14001*. (n.d.). AulaFacil. Retrieved 2021, from
<https://www.aulafacil.com/cursos/medio-ambiente/guia-para-la-implementacion-de-un-sistema-de-gestion-ambiental-basado-en-la-norma-iso-14001/analisis-de-los-requisitos-de-gestion-de-la-norma-iso-14001-l35989>
- ✓ Bernal, J. J. (2013, agosto 23). *Ciclo PDCA (Planificar, Hacer, Verificar y Actuar): El círculo de Deming de mejora continua*. PDCA Home. Retrieved 2021, from
<https://www.pdcahome.com/5202/ciclo-pdca/>
- ✓ *¿Conoces realmente la utilidad de un Sistema de Gestión Ambiental?* (2017, mayo 29). Nuevas Normas ISO, Escuela Europea de Excelencia. Retrieved 2021, from
<https://www.nueva-iso-14001.com/2017/05/utilidad-sistema-de-gestion-ambiental/>
- ✓ *¿En qué consiste el ciclo PHVA de mejora continua?* (2015, febrero 20). ISOTools Excellence. Retrieved 2021, from
<https://www.isotools.org/2015/02/20/en-que-consiste-el-ciclo-phva-de-mejora-continua/>
- ✓ GAS DEL ESTADO ARGENTINA (Ed.). (1985). Disposiciones, Normas y Recomendaciones para uso de Gas Natural en Instalaciones Industriales.
- ✓ *Gestión Medioambiental*. (2021). Organismo de Certificación Global. Retrieved 2021, from
<https://www.nqa.com/es-pe/certification/systems/environmental-management-systems>

- ✓ *ISO 14001: Política ambiental.* (2014, diciembre 22). Nuevas Normas ISO, Escuela Europea de Excelencia. Retrieved 2021, from <https://www.nueva-iso-14001.com/2014/12/iso-14001-politica-ambiental/>
- ✓ *Política Ambiental Nacional.* (n.d.). Argentina.gob.ar. Retrieved 2021, from <https://www.argentina.gob.ar/normativa/nacional/ley-25675-79980/texto>
- ✓ *¿Qué debe saber de la nueva ISO 14001 2015?* (2016, mayo 16). Nuevas Normas ISO, Escuela Europea de Excelencia. Retrieved 2021, from <https://www.nueva-iso-14001.com/2016/05/que-debe-saber-de-la-nueva-iso-14001-2015/>
- ✓ *¿Qué son los aspectos ambientales?* (2018, abril 23). Nuevas Normas ISO, Escuela Europea de Excelencia. Retrieved 2021, from <https://www.nueva-iso-14001.com/2018/04/que-son-los-aspectos-ambientales/>