





DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDOS GRASOS FRACCIONADOS A PARTIR DE ACEITE DE SOJA USADO

Universidad Nacional de Mar del Plata

Facultad de Ingeniería

- Carrera: Ingeniería Química
- Autores :
- Agustín Nicolás Soria
- Tomás Joaquín Vispo
- Docentes:
 - Ezequiel Soulé
 - Julieta Castañer
 - Manuel García de la Mata
 - Norma Marcovich
- Año: 2020





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 AtribuciónNoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional.







DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDOS GRASOS FRACCIONADOS A PARTIR DE ACEITE DE SOJA USADO

Universidad Nacional de Mar del Plata

Facultad de Ingeniería

- Carrera: Ingeniería Química
- Autores :
- Agustín Nicolás Soria
- Tomás Joaquín Vispo
- Docentes:
 - Ezequiel Soulé
 - Julieta Castañer
 - Manuel García de la Mata
 - Norma Marcovich
- Año: 2020



"La mente es como un paracaídas; solo funciona si se abre" Albert Einstein

ÍNDICE

Capítulo 1: Investigación Preliminar	10
1. Peticionario y Estructura del Proyecto	10
2. Objetivos del Proyecto	10
3. Justificación preliminar del Proyecto	10
3.1 Análisis FODA	10
3.2 Justificación Social	11
3.3 Justificación Ambiental	11
3.4 Justificación Geográfica	11
3.5 Justificación Económica	12
4. Alcance de Proyecto	12
5. Alcance de Producto	12
6. Antecedentes en el Mercado	12
7. Normas y Referencias Utilizadas	16
8. Definiciones y Abreviaturas	17
9. Introducción	17
9.1 Los aceites vegetales	17
9.2 Ventajas y desventajas de la reutilización de la materia prima	19
9.3 Descripción General del Proceso	20
10. Materias Primas	22
10.1 Disponibilidad de las materias primas	22
10.2 Composición de las materias Primas	22
10.3 Precios de las materias primas	24
11. Productos	24
11.1 Ácidos grasos fraccionados	24
11.1.1 Ácido α-Linolénico (C18:3)	24
11.1.2 Ácido Linoleico (C18:2)	25
11.1.3 Ácido Oleico (C18:1)	26
11.1.4 Ácido Palmítico (C16:0)	26
11.1.5 Ácido Esteárico (C18:0)	26
11.1.6 Productores y consumidores a nivel mundial de AG	28
11.1.6 Productores y mercado a nivel nacional de AG	29

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA AGUSTÍN NICOLÁS SORIA - TOMÁS JOAQUÍN VISPO

11.2 Mezcla de Monoglicéridos y Diglicéridos (E471)	30
11.2.1 El mercado de Mono y Diglicéridos	30
11.2.2 Participantes clave	31
11.3 Composiciones de los productos y precios de venta	31
11.3.1 Ácidos Grasos	31
11.3.2 Mono y Diglicéridos	32
12. Datos Macro	33
12.1 Rendimiento de la etapa de separación de los ácidos grasos	33
12.2 Rendimiento de la reacción de hidrólisis	33
12.3 Rendimiento de la reacción de glicerólisis	33
13. Ubicación de la Planta	33
14. Conclusiones	34
15. Bibliografía	34
15.1 Manuales	34
15.2 Artículos científicos y sitios web	34
Capítulo 2: Estructura de la Planta y Balances de Masa	38
1. Introducción y objetivos	38
2. Capacidad de la Planta	38
2.1 Capacidad Nominal	38
2.2 Capacidad Instantánea	38
3. Procesos Químicos y aspectos relevantes	41
3.1 Hidrólisis de Triglicéridos	41
3.1.1 Proceso Colgate-Emery	41
3.1.1.1 Condiciones de operación	42
3.1.1.2 Ventajas	42
3.1.1.3 Desventajas	43
3.1.2 Hidrólisis Básica	43
3.1.2.1 Condiciones de operación	44
3.1.2.2 Ventajas	44
3.1.2.3 Desventajas	45
3.1.3 Hidrólisis Enzimática	45
3.1.3.1 Condiciones de operación	45
3.1.3.2 Ventajas	45

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA AGUSTÍN NICOLÁS SORIA - TOMÁS JOAQUÍN VISPO

3.1.3.3 Desventajas	46
3.2 Glicerólisis de Triglicéridos	46
3.2.1 Glicerólisis mediante procesos enzimáticos y supercríticos	47
3.2.2 Glicerólisis Catalítica Heterogénea	48
3.2.3 Glicerólisis Catalítica Homogénea	48
3.3 Métodos seleccionados.	49
4. Tratamiento de materias primas y productos	49
4.1 Materias primas	49
4.2 Productos	50
4.2.1 Separación de ácidos Grasos	50
4.2.2 Mono y Diglicéridos	50
4.2.3 Purificación de glicerol	51
5. Tratamiento de Agua	51
5.1 Acondicionamiento de Agua de entrada al proceso	51
5.2 Acondicionamiento de Agua de Servicio	53
6. Etapas del Proceso	53
6.1 Descripción general del proceso y sus etapas principales	53
6.2 Sub Plantas - Operaciones ajenas al proceso	55
7. Balances de Masa	55
8. Corrientes de reciclo opcionales	60
8.1 Triglicéridos remanentes	60
8.2 Glicerol remanente	60
9. Diagrama de Flujo	60
10. Conclusiones	63
11. Bibliografía	63
11.1 Artículos científicos y sitios web	63
11.2 Programas de Cálculo y Simulación	64
Capítulo 3: Diseño de los Reactores Químicos	66
1. Introducción y objetivos	66
2. Reactor de Hidrólisis	66
2.1 Dimensionamiento	66
2.1.1 Modelo cinético	68
212 Modelo del reactor	75

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA AGUSTÍN NICOLÁS SORIA - TOMÁS JOÀQUÍN VISPO

2.1.3 Características y Condiciones de operación	75
2.1.3.1 Presión y Temperatura	75
2.1.3.2 Volumen	76
2.2 Especificaciones constructivas y accesorios	76
2.2.1 Entradas y Salidas	76
2.2.2 Materiales	77
2.3 Diseño Térmico	78
2.3.1 Energía liberada/consumida por reacción	78
2.3.2 Calor Transmitido	79
2.4 Sistema de Control	87
2.4.1 Control de temperatura	88
2.4.2 Control de presión	88
3. Reactor de Glicerólisis	88
3.1 Dimensionamiento	88
3.1.1 Modelo cinético	88
3.1.2 Validación del modelo cinético	90
3.1.2 Modelo del reactor	93
3.1.3 Características y condiciones de operación	94
3.1.3.1 Presión y Temperatura	94
3.1.3.2 Volumen	94
3.1.3.3 Conversión	96
3.2 Características constructivas y accesorios	99
3.2.1 Entradas y Salidas	99
3.2.2 Etapas	99
3.2.3 Catalizador	100
3.2.4 Sistema de agitación	101
3.2.5 Materiales	104
3.3 Diseño Térmico	105
3.3.1 Energía liberada/consumida por reacción	106
3.3.2 Calor transmitido	107
3.3.3 Estrategia de diseño	110
3.4 Sistema de Control	112
3.4.1 Control de nivel	113

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA AGUSTÍN NICOLÁS SORIA - TOMÁS JOÀQUÍN VISPO

3.4.2 Control de temperatura	113
3.4.3 Control de alimentación de reactivos	113
4. Conclusiones del diseño de los reactores	113
5. Bibliografía	114
5.1 Manuales	114
5.2 Artículos Científicos y sitios web	114
Capítulo 4: Diseño de los Sistemas de Purificación	118
1. Introducción y objetivos	118
2. Purificación de Ácidos grasos	118
2.1 Destilación Fraccionada	119
2.1.1 Torre rellena	123
2.1.2 Condensador	125
2.1.3 Rehervidor	126
2.1.4 Sistema de vacío	127
2.1.5 Sistemas de control	132
3. Purificación de Glicerol	135
4. Purificación de Glicéridos	137
5. Conclusiones	144
6. Bibliografía	145
6.1 Manuales	145
6.2 Artículos Científicos y sitios web	145
Capítulo 5: Integración energética y equipos auxiliares	149
1. Introducción y objetivos	149
2. Análisis PINCH	149
2.1 Identificación y descripción de las corrientes calientes, frías y de servicio	149
2.2 Elección del Tmín	150
2.3 Curvas Compuestas Combinadas (CCC)	151
3. Integración energética y elección de intercambiadores	151
3.1 Opciones de integración energética	152
3.2 Elección de corrientes auxiliares	157
4. Equipos de transferencia de calor	158
4.1 Diseño de intercambiadores	158
4.1.1 Calentadores	160

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA AGUSTÍN NICOLÁS SORIA - TOMÁS JOAQUÍN VISPO

4.1.2 Enfriadores	160
4.1.3 Rehervidores	160
4.1.4 Condensadores	161
5. Generación de vacío	162
5.1 Destilación de AG	164
5.2 Destilación de MG	164
6. Provisión de vapor y agua de enfriamiento	164
6.1 Caldera	164
6.2 Torre de enfriamiento	165
7. Impulsión de fluidos	170
7.1 Bomba de Agua	170
7.2 Bomba de AVU	172
8. Transporte de materiales	173
8.1 Fluidos	173
8.1.1 Líquidos	174
8.1.2 Gases	174
8.2 Sólidos	174
9. Consumo eléctrico	177
10. Conclusiones	178
11. Bibliografía	182
11.1 Manuales	182
11.2 Artículos científicos y sitios web	182
Capítulo 6: Análisis económico	185
1. Introducción	185
2. Justificación Preliminar	185
3. Inversión Total (CapEx)	186
3.1 Equipos principales	187
3.2 Inversión Fija (IF)	189
3.3 Terreno	191
3.4 Inversión Fija Total (IFT)	192
3.5 Inversión en Capital de Trabajo (IW)	192
3.6 Inversión Total (IT)	192
4. Costos de operación (OpEx)	192

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA AGUSTÍN NICOLÁS SORIA - TOMÁS JOÀQUÍN VISPO

4.1 Costos variables	193
4.2 Costos fijos	198
4.3 OpEx	199
5. Planificación - Diagrama de Gantt	200
6. Financiamiento - Línea Base de Costos	203
7. Evaluación de la Rentabilidad	204
7.1 Cuadro de usos y fondos	205
7.2 Herramientas para estimar la rentabilidad	207
7.3 Análisis de rentabilidad	207
8. Análisis de Sensibilidad - Alternativas y Estrategias	209
9. Conclusión	211
10. Bibliografía	211
10.1 Manuales	211
10.2 Artículos científicos y páginas web	211
Capítulo 7: Distribución de la Planta Química	215
1. Introducción	215
2. Criterios generales de diseño para la disposición de equipos e instalaciones	215
3. Arreglos y separación entre equipos dentro de una misma área	216
3.1 Distancias mínimas requeridas entre equipos de proceso	216
3.2 Requerimientos misceláneos de separación	225
4. Arreglos generales y separaciones entre distintos tipos de instalaciones típicas de la industria químical,2	226
5. Almacenamiento de líquidos1,2	233
6. Bloques de proceso1-3	234
6.1 Definición de bloques de proceso	234
6.2 Distribución de los equipos en cada bloque	236
6.3 Vista conceptual de cada bloque	247
7. Áreas de la planta (AP)1-3	251
8. Distribución de la planta1-3	252
9. Conclusión	254
10. Bibliografía	254
10.1 Manuales	254
10.2 Programas de Cálculo y Simulación	254

Resumen Ejecutivo

El vuelco de aceite de cocina usado en desagües cloacales y pluviales es un gran problema en la actualidad, dado que miles de metros cúbicos de agua de los cuerpos receptores de estos efluentes, como ríos y mares, se ven contaminados y afectados, lo que conlleva a múltiples consecuencias de gran impacto medioambiental.

Se propone crear una planta química para producir ácidos grasos a base de aceite vegetal usado reciclado, lo que contribuiría enormemente en el cuidado ambiental, al mismo tiempo que se generan puestos de trabajo y retribuciones económicas para quien decida afrontar la inversión.

Además de ácidos grasos, se contempló la comercialización de emulsionantes alimenticios a base de monoglicéridos, lo que implica la revalorización de los subproductos del proceso, de bajo valor comercial en el mercado contemporáneo.

Los resultados del estudio de mercado y de los análisis de viabilidad presentan distintos panoramas en función del escenario considerado, sin embargo, aún en el caso menos optimista el proyecto resulta rentable. Los principales clientes estarán radicados en Estados Unidos y en el mercado interno. La competencia nacional está muy bien posicionada; de todos modos la demanda en ambos destinos continúa insatisfecha.

La tasa interna de retorno esperada es del 50%, sobre una inversión de U\$D 29.440.601. El tiempo de repago estimado es de 2 años, sobre una vida útil del proyecto de 25 años.

En las condiciones contempladas, el punto de equilibrio estaría dado al 13% de la capacidad de la planta, lo que implica excelentes márgenes de operación y muy bajos niveles de riesgos financieros.

Para lograr llevar adelante el proyecto se necesitaría capitalizar todos los equipos de proceso cotizados en la etapa de ingeniería base, y desarrollar una serie de estudios en profundidad sobre distintos aspectos de la planta. Estos trabajos, junto a las obras de montaje, tendrían una duración total estimada de 24 meses y el lugar donde se construiría es en el Parque Industrial Pilar.







CAPÍTULO 1 ANÁLISIS PRELIMINAR



CONTENIDOS:

- Peticionario y Estructura del Proyecto
- Objetivos
- Justificación Preliminar
- Alcance de Producto
- Antecedentes de Mercado
- Normativas

- Introducción
- Materias Primas
- Productos
- Datos Macro
- Ubicación de la Planta

Capítulo 1: Investigación Preliminar

1. Peticionario y Estructura del Proyecto

El presente proyecto es realizado para la asignatura "*Trabajo Final de Ingeniería Química*", de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata, como requisito obligatorio del plan de estudio para la finalización de la carrera.

Para su estructuración se utilizaron criterios generales para la elaboración de proyectos provenientes del "*Project Management Body of Knowledge*" o según sus siglas (*PMBOK*) $^{\text{®}}$.

2. Objetivos del Proyecto

El objetivo general del presente proyecto es el diseño íntegro de una planta de producción de ácidos grasos a partir de Aceite de Soja usado (será referido como AVU) proveniente de su uso en la industria alimenticia; así como su posterior separación según su estructura química para ofrecer en el mercado.

3. Justificación preliminar del Proyecto

Con el objetivo de presentar de forma clara y concisa las razones por las cuales se considera conveniente formular el presente Proyecto, se procederá a realizar un análisis FODA con su correspondiente matriz, y luego se profundizará sobre la justificación social, ambiental, geográfica y económica.

3.1 Análisis FODA

Tabla 1.1. Análisis FODA.

FORTALEZAS	OPORTUNIDADES				
 Se obtienen productos de alto valor agregado a partir de materias primas de bajo costo por ser desechos reciclados. Alta disponibilidad de materia prima en la región. Demanda creciente de los productos. 	 Cubrir la demanda insatisfecha de los principales importadores a nivel mundial como Estados Unidos. Incentivar al reciclaje de los aceites vegetales usados. Se obtienen subproductos con gran utilidad y un mercado altamente desarrollado. 				
DEBILIDADES	AMENAZAS				
 Competencia local está muy bien posicionada. Inestabilidad económica de la región. 	 Los principales importadores de aceites vegetales usados generados en nuestro país poseen una moneda más sólida y eso 				

 Elevadas tasas tributarias y retenciones a las exportaciones. los vuelve más competitivos.

 Los productores internacionales se expanden continuamente, mediante el desarrollo de nuevos mercados.

3.2 Justificación Social

El hecho de obtener ácidos grasos a partir de aceite vegetal usado reciclado y no de aceites vírgenes, es sumamente importante ya que implica un consumo de agua mucho menor al que sería necesario si se cultivasen plantas oleaginosas con este propósito específico. Además, los aceites vegetales usados sufren distintas reacciones químicas durante el proceso de fritura que degradan sus componentes generando sustancias tóxicas para los seres humanos, por lo tanto, su reciclaje disminuye la posibilidad de contraer enfermedades relacionadas con tales sustancias.

Adicionalmente, crear una planta de procesamiento de nivel industrial, implica generar puestos de trabajo y crecimiento económico en la zona donde se instale la misma, lo que aumentaría el poder adquisitivo de la población y mejoraría su calidad de vida.

3.3 Justificación Ambiental

Esta perspectiva está estrechamente relacionada a lo antes dicho, ya que se disminuye el consumo de agua, se impulsa al reciclaje de aceites que contienen sustancias nocivas para el medioambiente, se reduce el territorio explotado para cultivar plantas aceiteras y se obtienen, sin embargo productos con la calidad que exige el Mercado.

Por otro lado, el proyecto propone la utilización de un residuo que es muy difícil de tratar para que sea eliminado como efluente seguro.

3.4 Justificación Geográfica

Al tomar lugar en Argentina, la iniciativa a priori sería factible debido a la alta disponibilidad de materia prima ya que se trata del cuarto mayor productor de Aceite de Soja a nivel mundial, y más allá de ser el principal exportador con un 46% de participación en el mercado global, el consumo interno es muy alto por lo que también lo es la generación de residuos.^[1]

Además, se trata de un país con un elevado número de profesionales, tanto de las ciencias exactas, ingenierías, ciencias económicas como así también de otras especialidades, debido mayormente a que se puede acceder de manera pública y gratuita a la Educación de Nivel Superior; esto sugiere una gran disponibilidad de recursos humanos para montar una planta de la escala prevista.

Sumado a lo mencionado, Argentina cuenta con más de 500 parques industriales distribuidos en las 23 provincias que conforman el territorio nacional, lo que significa que es posible determinar detalladamente las ventajas y desventajas de situar a la planta en diferentes sectores y obtener un abanico de posibilidades sumamente amplio .^[2]

3.5 Justificación Económica

Como se ha mencionado, el hecho de procesar aceites vegetales usados reciclados implica reducir en gran porcentaje el costo de adquisición de la materia prima, y la gran oferta de mano de obra tiene la misma tendencia, lo que resulta alentador para el proyecto desde el punto de vista económico al sugerir bajos valores dentro de los costos variables, siendo estos usualmente el mayor porcentaje de los costos de producción en cualquier planta industrial.

4. Alcance de Proyecto

Se propone diseñar una planta de producción de ácidos grasos con una capacidad nominal de 2 toneladas/hora que incluya una línea de purificación y separación de los productos; así como una adecuada disposición final tanto para éstos como para sus efluentes de forma tal que cumplan con todos los requerimientos legales en relación al medioambiente.

Además se buscará utilizar los subproductos del proceso de obtención de ácidos grasos como materia prima para la producción de glicéridos y así darle valor agregado a sustancias con bajo valor de reventa.

5. Alcance de Producto

Se desea obtener, por un lado, ácidos grasos fraccionados, y por otra parte, producir una mezcla de mono y diglicéridos destinados a su utilización en la industria alimenticia como aditivos, cuya composición satisfaga los estándares de calidad impuestos por el mercado.

6. Antecedentes en el Mercado

La producción de ácidos grasos ha presentado un gran aumento en las últimas décadas, tal como lo indica la **Figura 1.1.** Esto se debe al incremento en la demanda. El Sudeste Asiático es considerado el líder de la región en términos de producción, seguido por las potencias económicas a nivel mundial tales como China, Estados Unidos y la región europea. De dicha figura se puede apreciar cómo la producción se duplicó de 5 a 10 millones de toneladas de ácidos grasos entre el año 2006 y el 2018, lo que ilusiona y propone un escenario favorable para el proyecto al dar idea de la creciente demanda y de la baja competencia dentro de la región latinoamericana. [3]

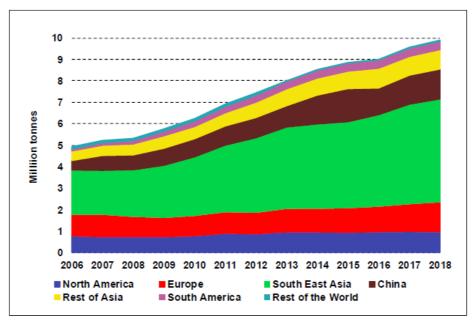


Figura 1.1. Evolución de la producción mundial de ácidos grasos entre 2006 y 2018.

La **Figura 1.2** muestra cualitativamente la caída del precio de algunos ácidos grasos en el mercado a nivel mundial en los últimos años. La baja en los precios de venta se debe a la notoria disminución en los costos de producción de los mismos, como resultado del aumento de la producción y oferta de materias primas e introducción de mejoras tecnológicas en los procesos productivos.

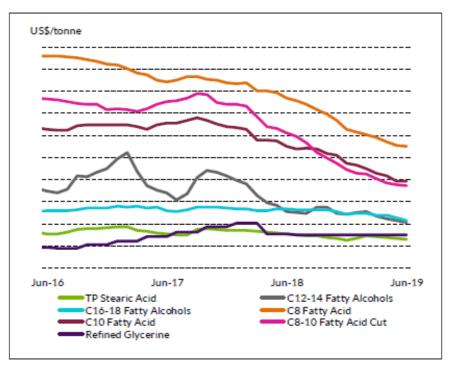


Figura 1.2. Variación del valor de Ácidos grasos, Glicerina y alcoholes durante los últimos 4 años.

En la **Figura 1.3** se puede observar la presencia de Argentina en el Mercado internacional en el Año 2019.



Figura 1.3. Exportaciones argentinas de ácidos grasos en el año 2019 $\cdot [^4]$

Los principales productores de soja en América del Sur son Brasil y Argentina, siendo este último, el mayor exportador en el mundo. En consecuencia, son los países que presentan la menor cantidad de importaciones de ácidos grasos acompañados de los países vecinos que son pequeños productores (Figura 1.4). Por lo tanto el consumo interno de ácidos grasos en los grandes y pequeños países productores de soja de Sudamérica se encuentra cubierto.

Las altas demandas de ácidos grasos en el mercado internacional se detallan en la **Figura 1.4**, en donde se diferencian los grandes importadores.

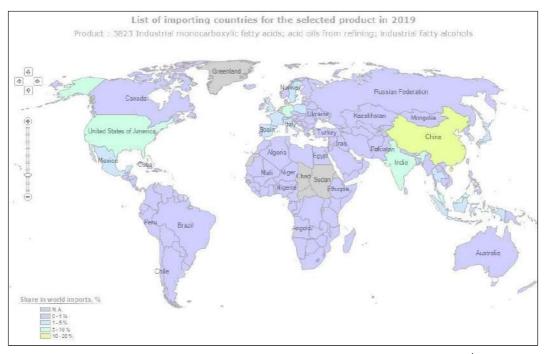


Figura 1.4. Países importadores de ácidos grasos en el año 2019. [4]

De los análisis anteriores, se pueden extraer las siguientes conclusiones:

- Los principales Importadores de ácidos grasos a nivel mundial son:
 - Países Bajos, India, Estados Unidos, Malasia, China, Alemania, Italia, Corea, España y Suecia. Como se muestra en el **Gráfico 1.1** con una cantidad total de importación de 5.930.952 toneladas en el año 2019.
- Existen países como Estados Unidos, India, China, entre otros, que importan el 6%, 11% y 9% respectivamente del total de toneladas que consumen al año; estos países no presentan importaciones apreciables provenientes de Argentina.
- Los países nombrados anteriormente, presentan tasas de crecimiento altas, que indican un aumento en el consumo año a año. **Gráfico 1.2.**



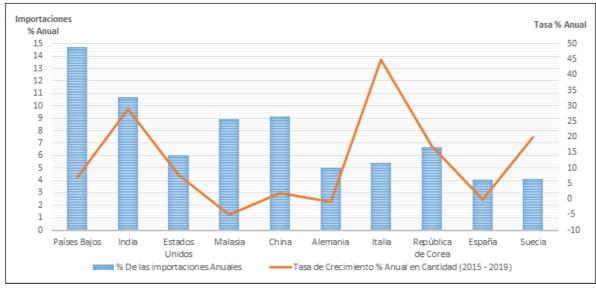


Gráfico 1.1. Países importadores de ácidos grasos a nivel mundial en 2019. [4]

Gráfico 1.2. Tasas de Crecimiento por país y actividad en las importaciones .[4]

En conclusión a los análisis previos, podemos decir que existen tendencias al aumento del consumo de ácidos grasos a nivel mundial, en especial para el caso de Italia con un 45% de aumento, lo que se ve reflejado en el pico alcanzado por la curva naranja del **Gráfico 1.2**. Por otro lado hay casos como Estados Unidos (8 % en aumento) el cual aún no es un gran importador por parte de Argentina, por lo tanto se puede decir que existen grandes mercados disponibles en la actualidad y grandes mercados en los que se puede incursionar a futuro. Se debe dejar en claro que el principal mercado objetivo es el internacional.

7. Normas y Referencias Utilizadas

- Código Alimentario Argentino (Capítulo VII "ALIMENTOS GRASOS ACEITES ALIMENTICIOS", Artículo 552 bis - Res 2012, 19.10.84). "Restricciones para reutilización de AVUs".
- Código Alimentario Argentino (Capítulo XVIII "ADITIVOS ALIMENTARIOS", Artículo 1398 Res 511,9.4.86). "Aditivos Alimentarios permitidos".
- Ley N° 3997 de Regulación, Control y Gestión de Aceites Vegetales Usados.
- Constitución Nacional de la República Argentina Artículo 41 "Derecho de los habitantes a un ambiente sano".
- Ley N°25675 Artículos 1 a 27 "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."
- Normas APA: "Citación de bibliografías Científicas".

• Ley N°366/2003 - Anexo II - "Parámetros de calidad de las descargas de los límites admisibles según el destino del vuelco de aguas residuales".

8. Definiciones y Abreviaturas

- TG: Triglicéridos

- AVU: Aceite Vegetal Usado - Aceite de Soja Usado

- GLI: Glicerina

- MG: Monoglicéridos

- DG: Diglicéridos

MyD: Mono y Diglicéridos

E471: Mezcla de Mono y Diglicéridos como aditivos alimentarios

AG: Ácidos Grasos

ALA: Ácido alfa-Linolénico

CLA: Ácido Linoleico

9. Introducción

El mercado de los ácidos grasos ha evolucionado desde los últimos 50 años debido principalmente a dos factores; el primero es el avance tecnológico, es decir las nuevas aplicaciones que se encuentran para los ácidos grasos, junto con el desarrollo técnico-económico consecuente y, el segundo, es la disponibilidad de la materia prima.

Las materias primas utilizadas para la producción de ácidos grasos son diversas y se pueden clasificar según su origen natural, tales como aceites y grasas naturales, ó sintético, es decir, a partir de cortes de petróleo. Como se anticipó, este proyecto se enfocará exclusivamente en el tratamiento de aceite vegetal usado.

9.1 Los aceites vegetales

Los aceites vegetales están compuestos principalmente por triglicéridos, los cuales poseen una molécula de glicerol unida a tres moléculas alquílicas, es decir, son ésteres de ácidos grasos. Uno de los aceites vegetales de uso más común en la industria es el Aceite de Soja, cuya composición es alta en ácidos grasos poliinsaturados. La estructura molecular de dicho aceite es mostrada en la **Figura 1.5**.

Figura 1.5. Estructura de una molécula típica de Aceite de Soja.

Debido a su alto contenido proteico y de aceites, el cultivo de soja es esencial para la alimentación humana, de los ganados y para la economía a nivel mundial.

El consumo de aceite de soja y girasol en la República Argentina es mostrado en el **Gráfico 1.3**, cuyos datos fueron extraídos de fuentes oficiales como el Instituto Nacional de Estadísticas y Censos de la República Argentina (INDEC) y la Cámara de la Industria Aceitera de la República Argentina (CIARA). Se pueden observar los comportamientos de los consumos de ambos aceites, diferenciando un notable aumento del consumo de aceite de soja anual en el país.

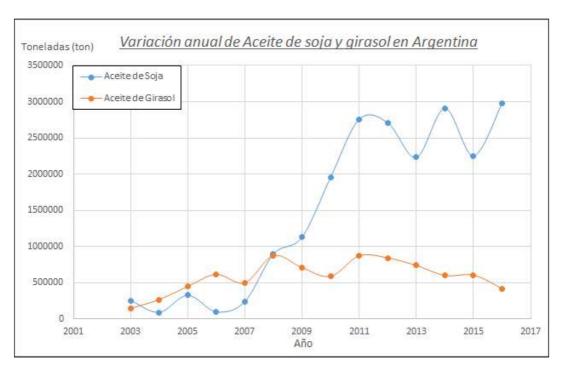


Gráfico 1.3. Variación anual del consumo de aceite de soja y girasol en la República Argentina.

Dentro de la variedad de aceites que existen, cada uno posee distintos porcentajes de ácidos grasos, en **Tabla 1.2** se detalla la composición de cada uno en el aceite de soja virgen.

Tabla 1.2. Composición Típica de Ácidos Grasos en Aceite de Soja. [5]

LINOLEICO	53.8
OLEICO	22.8
PALMÍTICO	10.3
LINOLÉNICO	8.8
ESTEÁRICO	3.9
MIRÍSTICO	0.2
LÁURICO	0.2

Con la destilación de los ácidos grasos provenientes de la hidrólisis del aceite de soja, se obtienen los ácidos grasos en forma fraccionada indicados en la **Tabla 1.2**, los cuales poseen múltiples usos a nivel industrial como la síntesis de aminas, betainas, ésteres, alcoholes grasos, lubricantes, cosméticos y cuidado personal, jabones líquidos y sólidos, detergentes y tensoactivos, entre otros.

Un producto secundario de la hidrólisis es la glicerina, la cual puede ser utilizada para obtener una mezcla de MyD y aumentar el valor del producto. La mezcla de mono y diglicéridos son comúnmente añadidos a los productos comerciales de alimentos en pequeñas cantidades. Actúan como emulsionantes, ayudando a mezclar los ingredientes insolubles que de otro modo no se mezclarían. A menudo se encuentran en productos de panadería, bebidas, helados, chicles, margarinas, etc. Cuando se utilizan en productos de panadería, los monoglicéridos mejoran el volumen del pan, y le dan a la miga, una textura suave y blanda.

9.2 Ventajas y desventajas de la reutilización de la materia prima

Una ventaja del proyecto es que se revaloriza una sustancia que originalmente sería destinada como un residuo del proceso de fritura en las empresas alimenticias, restaurantes y demás cocinas, por lo tanto, se evita la disposición en efluentes cloacales lo que representa salvar 1000 litros de agua de ser contaminados por cada litro de aceite usado desechado, además de prolongar la vida útil de las cañerías. Es cierto que gran cantidad del AVU se recicla en la actualidad y se destina a la producción de Biodiesel, ya sea en industrias nacionales como extranjeras, las cuales importan los aceites reciclados. De todos modos, es importante señalar que más allá de que hoy en día se destinen dichos "residuos" a una industria que los aprovecha como materia prima, se está proponiendo un nuevo negocio a partir de los mismos, por lo que la ventaja aquí mencionada es concreta y real.

Otra ventaja notable para el proyecto son las reglamentaciones nacionales vigentes, como por ejemplo, el derecho que gozan todos los habitantes a un ambiente sano (**Artículo 41** de la Constitución Nacional de la República Argentina). Por otro lado, 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 (**Ley Nº 25.675** "Ley General del Ambiente"). Finalmente la **Ley N°3997** sobre la disposición final de los residuos de AVUs que prohíbe

el vertido de aceites y grasas luego de su primera fritura, solo o mezclado con otros líquidos, como así también sus componentes sólidos presentes mezclados o separados, con destino directo o indirecto a colectoras, colectores, cloacas máximas, conductos pluviales, sumideros, cursos de agua, vía pública o el suelo. Esto permitirá a la empresa adquirir el descarte de dichos residuos de los establecimientos generadores a bajo coste, a partir de empresas encargadas de la recolección y acondicionamiento de dicha sustancia; en fin, se hace foco en el gran beneficio general que este negocio genera.

Además, los potenciales proveedores no sólo se dedican a la recolección y reventa de AVUs sino que también al acondicionamiento para su posterior procesamiento; esto representa un mayor costo de materia prima; pero a su vez ahorra etapas correspondientes al pretratamiento y todo lo que ello representa.

Dichas ventajas, perfilan a la compañía (ficticia) como una empresa orientada a la química verde, al desarrollo sostenible y al cuidado ambiental. Esto es lo que representará la imagen corporativa (o imagen empresa) que se quiere demostrar y juega un papel beneficioso para el mercado consumidor.

En cuanto a los puntos desfavorables, se encontró como principal desventaja la presencia de competidores muy bien posicionados en el mercado a nivel mundial y local, aunque este último no tiene una demanda tan significativa como lo es en el extranjero. Luego se hablará de dichos productores, pero se anticipa que se trata de empresas que lideran el sector a nivel intercontinental hace años y se destacan por su presencia en numerosos países incluyendo, por supuesto, las zonas de mayor demanda de los productos. La forma de contrarrestar este inconveniente sería apuntar a mercados que hoy en día no tienen las mejores relaciones internacionales con la competencia, como es el caso de Estados Unidos.

9.3 Descripción General del Proceso

En esta sección se describen las generalidades del proceso y los tipos de vías de obtención de los productos deseados. Dichos procesos se abordarán con mayor profundidad en capítulos posteriores y se definirá el método a utilizar, basándose en sus ventajas y desventajas.

De manera de obtener los tan mencionados ácidos grasos a partir de aceite de soja usado, es necesario llevar a cabo una serie de pasos que cubren desde el acopio seguro de la materia prima hasta la purificación y clasificación de los distintos cortes de ácidos grasos; por lo tanto es sumamente importante tener una visión amplia y general de toda la cadena de transformaciones y a la vez conocer en profundo detalle cada etapa en particular para saber cuáles son los puntos críticos de éxito que deben respetarse de manera obligatoria.

En primer instancia se describe sólo el proceso químico a realizar para obtener los ácidos grasos a partir del AVU, dejando de lado las etapas de recepción y acopio, purificación y disposición final.

Los ácidos grasos se consiguen mediante el desdoblamiento de los triglicéridos presentes en nuestra materia prima. El proceso es de naturaleza exclusivamente hidrolítica, razón por la que es necesaria la presencia de agua. A temperatura ambiente, el agua y los aceites son insolubles entre sí, por lo que la hidrólisis progresa muy lentamente; sin embargo, existen numerosos agentes catalíticos que

aceleran la velocidad de la reacción. A temperaturas superiores a 200°C la miscibilidad del agua y los aceites aumenta tanto que la hidrólisis progresa rápidamente, aún en ausencia de catalizadores. Aprovechando esta circunstancia, se construyen plantas desdobladoras continuas, operando a contracorriente. El conjunto de ácidos grasos obtenidos por desdoblamiento del AVU se somete a fraccionamiento por destilación, cristalización o extracción por solventes; siendo el primero un método de clasificación según longitud de cadena carbonatada (gran variación en los puntos de fusión y ebullición), mientras que los últimos dos darían lugar a la separación según grado de insaturación. [6]

De manera esquemática se puede representar la hidrólisis según la Figura 1.6.

Figura 1.6. Hidrólisis en grasas y aceites.

El producto de la reacción es una capa acuosa que lleva en disolución a la glicerina y una parte aceitosa que contiene ácidos grasos.

El mayor inconveniente de la reacción es la inmiscibilidad entre el agua y el aceite; de ahí que todas las acciones o agentes que favorezcan al íntimo contacto entre las sustancias aumenta la velocidad de reacción, ya sea: agitación, altas temperaturas, altas presiones, catalizadores, diseño estratégico del reactor, etc.

Por otro lado, la reacción de glicerólisis se puede representar como en la **Figura 1.7**, y al igual que en el caso de la hidrólisis de triglicéridos, existen múltiples alternativas en cuanto a medios y condiciones de reacción, las cuales siempre están orientadas a incrementar la miscibilidad de las fases y serán abordadas en el capítulo siguiente.

$$H_2C-O-C-R$$
 H_2C-OH $H_2C-O-C-R$ $H_2C-O-C-R$ $H_2C-O-C-R$ $H_2C-O-C-R$ $H_2C-O-C-R$ H_2C-OH H_2C-OH H_2C-OH

Figura 1.7. Glicerólisis en grasas y aceites .[7]

Se adiciona un diagrama de flujo tentativo del proceso, en el cual se representan todas las corrientes que ingresan y salen en cada bloque, representando los intercambios de masa y energía del proceso (Diagrama 1.1).

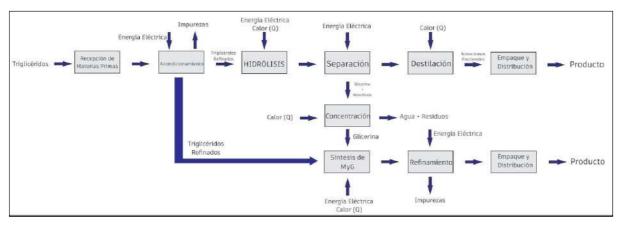


Diagrama 1.1. Diagrama de flujo tentativo del proceso en cuestión.

10. Materias Primas

10.1 Disponibilidad de las materias primas

Luego de hacer un estudio del circuito nacional de los aceites vegetales, se llegó a la conclusión de que numerosas son las empresas involucradas en la recolección de dichas sustancias luego de haber sido utilizadas para la fritura, y de que éstas no sólo lo recolectan sino que lo acondicionan para su acopio seguro y posterior venta. Por lo tanto, se decidió que el proyecto continuará basado en la adquisición de la materia prima ya acondicionada y su consecuente procesamiento de forma de alcanzar el producto deseado.

RBA Ambiental y Sodir SRL son las dos empresas recolectoras de AVU con las que se estableció contacto y que se conoce que son capaces de cubrir la disponibilidad mínima necesaria.

RBA Ambiental realiza un trabajo integral a lo largo de todo el territorio argentino y su planta de tratamiento y acopio principal se encuentra en la localidad de Bella Vista, Provincia de Buenos Aires.

Por su parte, Sodir SRL se localiza en Isidro Casanova, también dentro del territorio de la Provincia de Buenos Aires. En primera instancia, sólo se considerará a esta empresa como principal reemplazo en caso de sufrir imprevistos con RBA Ambiental.

10.2 Composición de las materias Primas

Durante el proceso de fritura, las materias grasas sufren una serie compleja de reacciones tales como auto-oxidación, polimerización térmica, oxidación térmica, isomerización, ciclación e hidrólisis. En la **Figura 1.8** se muestra un esquema general de las diferentes reacciones responsables de los cambios en la calidad del aceite de fritura.

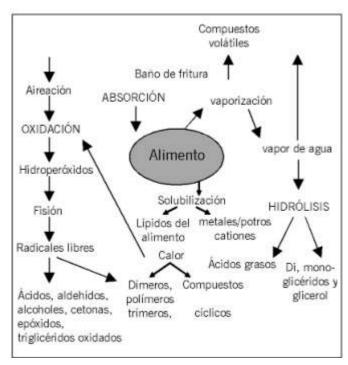


Figura 1.8. Reacciones que tienen lugar durante la fritura en profundidad [8]

Debido a dichas reacciones, se debe tener en cuenta que la composición de ácidos grasos y triglicéridos puede variar significativamente respecto a la del aceite crudo. El **Gráfico 1.4** muestra de forma acertada los valores de los componentes principales de la materia prima. Esta información será tenida en cuenta a la hora de plantear los balances de masa globales y de diseñar los reactores en etapas posteriores.

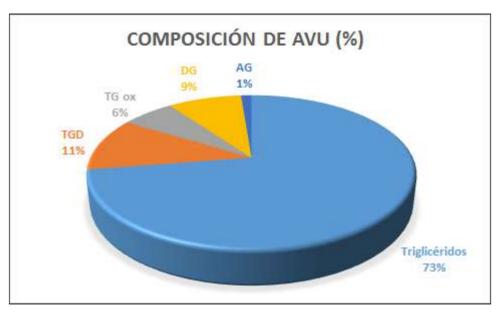


Gráfico 1.4. Composición de Aceite de Soja Usado . [8]

Referencias:

TGD: Dímeros de Triglicéridos.

TG ox: Triglicéridos oxidados.

DG: Diglicéridos.

AG: Ácidos Grasos Libres.

Tal como se mostró, la materia prima disponible para el proceso productivo cuenta con la presencia de compuestos polares, los cuales provienen de la degradación térmica/oxidativa. Dicha degradación se produce siguiendo una reacción en presencia de radicales libres, con la cual se forman hidroperóxidos muy inestables en presencia de calor y posteriormente se da lugar a la formación de cetonas, aldehídos y polímeros, compuestos que son extraídos en el proceso de acondicionamiento que realizan las empresas recolectoras mencionadas.

10.3 Precios de las materias primas

Se solicitó un presupuesto al principal proveedor propuesto anteriormente y se obtuvo el siguiente valor:

 RBA Ambiental: Precio por tonelada de AVU acondicionado u\$D 300 (la conversión a dólares se realizó con el valor a inicios del Año 2020; se hace la aclaración ya que se comercializa en AR\$).

11. Productos

11.1 Ácidos grasos fraccionados

Como se anticipó, en la **Tabla 1.2** los aceites vegetales provenientes del grano de soja poseen composiciones variadas de distintos ácidos grasos, por lo que se describen los usos y el valor comercial de aquellos que están presentes en mayor proporción.

11.1.1 Ácido α-Linolénico (C18:3)

El ácido α -Linolénico **(Figura 1.9)** es un ácido graso esencial de la serie omega 3 (ω -3), los ácidos grasos esenciales son aquellos que son necesarios para cubrir ciertas funciones del organismo y que el mismo no puede sintetizar. Por lo que deben obtenerse mediante la dieta diaria o mediante suplementos alimenticios. Los únicos ácidos grasos esenciales que el cuerpo no puede sintetizar son el α -Linolénico y el Linoleico. Si estos se suministran, el organismo puede generar el resto de los ácidos necesarios . [9]

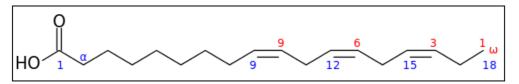


Figura 1.9. Estructura molecular del ácido alfa linolénico.

Para comprender mejor el comportamiento del cuerpo humano frente a los ácidos grasos, se puede observar la **Figura 1.10** la cual muestra la ruta metabólica del organismo a partir de los ácidos α -Linolénico y Linoleico.

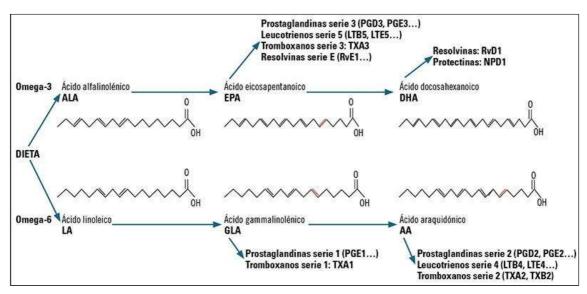


Figura 1.10. Ruta metabólica a partir de los ácidos grasos esenciales.

Debido a su gran protagonismo para la alimentación humana, el ácido α -Linoleico es utilizado en innumerables productos farmacéuticos como las reconocidas cápsulas blandas, las cuales en algunos casos están compuestas por más del 50% de dicho producto. Existen diversas marcas en el mercado que las comercializan a lo largo del mundo.

Por lo tanto, puede decirse que los principales destinos de dicho producto en su forma aislada, son las industrias farmacéuticas dedicadas al fraccionamiento y distribución de ácidos grasos esenciales en cápsulas blandas.

11.1.2 Ácido Linoleico (C18:2)

El ácido linoleico es el segundo aceite esencial para la alimentación humana. Dicho ácido es de la serie omega 6 (ω -6). A diferencia del ácido α -Linolénico, posee dos insaturaciones en su estructura molecular, como se muestra en la **Figura 1.11**.

Figura 1.11. Estructura molecular del ácido linoleico.

El ácido linoleico posee múltiples beneficios para la salud, que van desde una mejora en los niveles de colesterol en la sangre; hasta una reducción de la grasa corporal y aumento de la masa muscular, lo que representa un beneficio muy importante para quienes se dedican al mundo del deporte y desean mantener un cuerpo saludable.

Algunas aplicaciones en la industria de dicho ácido van desde la producción de pinturas y barnices con secado rápido, hasta elaboración de productos de belleza y, en mayor proporción a la fabricación de productos nutricionales y suplementos dietarios.

11.1.3 Ácido Oleico (C18:1)

El ácido oleico **(Figura 1.12)** es un ácido graso monoinsaturado de la serie omega 9 (ω -9), que se encuentra comúnmente presente en la mayoría de los aceites vegetales y en algunas fuentes animales. Por ende es incluido con regularidad en la dieta diaria.

Además de sus beneficios sobre el funcionamiento del cuerpo humano, el ácido oleico posee múltiples aplicaciones industriales como lubricante en la industria metalúrgica, textil y del petróleo. También puede ser encontrado como aditivo en la industria agroquímica y, en menor proporción, en la industria cosmética para una variada gama de aplicaciones como mantener humedad de espumas de afeitar, mejorar detergencia en shampoos, entre otros.

Figura 1.12. Estructura molecular del ácido oleico.

11.1.4 Ácido Palmítico (C16:0)

El ácido palmítico es un ácido graso saturado de cadena larga, formado por 16 átomos de carbono (Figura 1.13). Dicho ácido se presenta como un sólido blanco a temperatura ambiente y es el principal ácido graso incluido en la dieta humana. Está presente en carnes, aceites vegetales, lácteos, granos y demás.

Figura 1.13. Estructura molecular del ácido palmítico.

El ácido palmítico es el ácido graso menos saludable, ya que aumenta los niveles de colesterol en sangre, por lo que es el más aterogénico, síndrome caracterizado por el depósito e infiltración de sustancias lipídicas en las paredes de las arterias. Es por ello que sus aplicaciones para la industria alimenticia no es tan frecuente .^[10]

Los principales usos y aplicaciones se dan en la elaboración de jabones, producción de ésteres, detergentes, inhibidores de hongos y cosméticos. Por lo que, es clara la importancia del ácido palmítico en la industria, tanto por sus propiedades, como por su bajo impacto en el medioambiente.

11.1.5 Ácido Esteárico (C18:0)

El ácido esteárico es sólido a temperatura ambiente, generalmente blanco con ligera tonalidad amarillenta, prácticamente inodoro. Su punto de fusión oscila entre 55°C– 65°C en función de su grado de hidrogenación. Dicho ácido posee 18 átomos de carbonos y está totalmente saturado como se puede observar en la **Figura 1.14**.

Figura 14. Estructura molecular del ácido esteárico.

Los principales productos ricos en ácido esteárico son usados como lubricantes para plásticos, productos auxiliares en industria textil, producción de jabones para cosméticos o detergentes. También se aplica en producción de ceras, ésteres, sales metálicas, agentes de recubrimiento hidrofóbicos, velas o caucho para neumáticos. Asimismo, tiene aplicaciones en la industria farmacéutica o también como aditivo alimentario en la producción de envases plásticos para distintos alimentos.

En resumen, las propiedades físicas de los ácidos grasos dependen fuertemente de la longitud de la cadena hidrocarbonada y de su cantidad de insaturaciones, así como la presencia del grupo carboxilo. Son solubles en agua pero a medida que la cadena hidrocarbonada es mayor, aumenta la solubilidad en solventes polares. Por otro lado, el punto de fusión también depende de la longitud de la cadena, a medida que aumenta la cantidad de carbonos, aumenta el punto de fusión debido a las fuerzas intermoleculares.

En la **Figura 1.15** se resumen las aplicaciones más comunes para los ácidos grasos según la cantidad de carbonos, ergo la longitud de la cadena hidrocarbonada.

Aplicación	C-22	$C_{22}^{-} - C_{20}^{-}$	Cis	C ₁₈	C16	C14	C ₁₂	C ₁₀	C ₈
Jabones y tensoactivos			х	х	X	X	Х		
Cosméticos. Productos far- Macéuticos			x	x	х	х	x	x	x
Productos textiles (suavi- zantes y tensoactivos)		x	x		х	х			
Pinturas y barnices		х	X	х	Х			Х	Х
Caucho			x	х		X		X	X
Velas y ceras	x		x	x					
Desinfectantes e insecticidas				х				X	х
Plásticos (resinas alquidicas)		х	х	х			х	х	х
Papelería			x	X					
Lubricantes			x	x					
Emulgentes, agentes de flotación		x	x	x	x		x	x	x

Figura 1.15. Usos más comunes de los AG según su cantidad de carbonos. [6]

11.1.6 Productores y consumidores a nivel mundial de AG

El consumo mundial de ácidos grasos está liderado por el sudeste Asiático, dicha región representa cerca dos tercios de la demanda global de dichos productos. Existe claramente una demanda creciente a nivel mundial de ácidos grasos y sus derivados. En la **Figura 1.16** se puede observar el consumo por región en millones de toneladas cada año hasta el 2018.

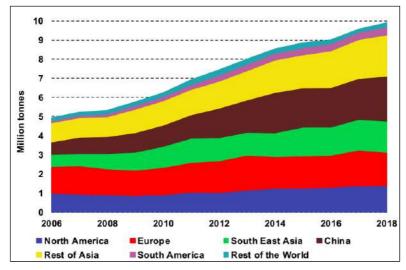
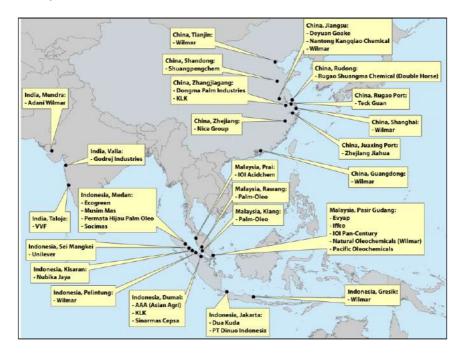


Figura 1.16. Consumo de AG por región.

Como se puede ver, existe una demanda creciente para la región asiática respecto de América del Norte y Europa. Por otro lado, se observa una demanda con una alta velocidad de crecimiento para América del Sur pero con menores cantidades de consumo que el resto de las regiones.

Las grandes demandas mencionadas se corresponden con la ubicación de las industrias más importantes de AG a nivel mundial, algunas de ellas compuestas por grupos de compañías en varios países **Figuras 1.17 y 1.18.**



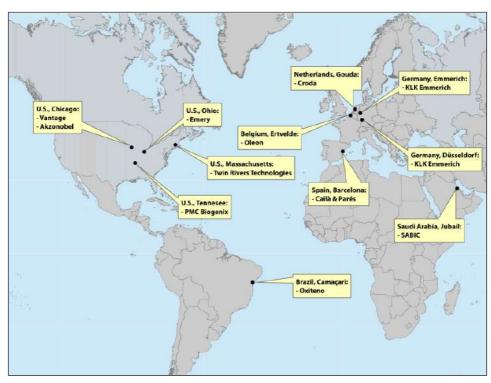


Figura 1.17. Compañías productoras de AG en Asia.

Figura 1.18. Compañías productoras de AG en América y Europa.

Como se pudo ver en las últimas Figuras 17 y 18, la mayor concentración de productores a nivel mundial se da en las regiones con mayor demanda; esto es, los países más industrializados. Numerosas son las empresas productoras en dichas zonas, aunque las más destacadas y de renombre internacional son:

- Wilmar: Presente con numerosas plantas en China, Indonesia, India y en otros 50 países a lo largo del continente africano, Europa y sudeste asiático, aunque en algunos casos desarrollando otros productos, pero siempre vinculados a la Industria Química.
- *KLK*: Presente tanto en Oriente como en Occidente con plantas en Malasia, China, Indonesia y Alemania y más de 3.000 empleados, factura más de u\$D 6.000.000.000 al año.

11.1.6 Productores y mercado a nivel nacional de AG

A nivel nacional, se cuenta con la presencia de la principal empresa productora de la región sudamericana (*Materia Oleochemicals*), la cual se encuentra radicada en la ciudad de Mar del Plata, Buenos Aires y posee depósitos de almacenamiento en Dock Sud, Buenos Aires. Sus principales productos son los ácidos esteárico, palmítico, linoleico, linolénico, oleico y glicerina, entre otros.

Su capacidad de producción ronda en 70.000 toneladas al año y exporta a países como Estados Unidos, Canadá, China, Japón, países de Latinoamérica y a la región europea.

11.2 Mezcla de Monoglicéridos y Diglicéridos (E471)

Los MyD son moléculas provenientes de la reacción de triglicéridos con glicerina, también conocida como glicerol. Esta mezcla es muy utilizada como un aditivo alimentario en la industria alimenticia. Las funciones principales de los mono y diglicéridos son actuar como emulsionantes y estabilizantes, desespumantes, espesantes y gelificantes, además de evitar el endurecimiento de productos horneados. Estos aditivos son ampliamente utilizados en la industria alimenticia especialmente en productos panificados, embutidos, chocolates, mermeladas, gelatinas, e incluso en el arroz de rápida cocción.

Según el Código Alimentario Argentino, estos aditivos son seguros para la salud humana y no presentan restricciones específicas sobre su adición para la fabricación de otros productos.^[11]

La estructura molecular de dichos compuestos puede variar de acuerdo al tipo de triglicéridos intervinientes en la reacción, por ello se presentan estructuras genéricas en la **Figura 1.19**.

Figura 1.19. Estructuras genéricas de Monoglicérido (izq.) y Diglicérido (derecha).

Una de las principales razones por la que se elige la síntesis de dichos compuestos es debido a la alta oferta de glicerina en el mercado (reactivo necesario para la obtención de la mezcla). Esta alta oferta produce una disminución de precio de equilibrio en el mercado debido a la ley de la demanda.

La principal razón de la sobre oferta es que la glicerina es además un subproducto proveniente de la obtención de biodiesel, lo cual en Argentina representa el principal destino de la producción de aceite de soja crudo en el país. Por lo tanto, se opta por enriquecer este producto de bajo valor en el mercado, produciendo la mezcla de mono y diglicérido valiosa en la industria alimenticia.

11.2.1 El mercado de Mono y Diglicéridos

Debido a la creciente demanda de alimentos a nivel mundial, compuesta por consumidores cada vez más exigentes en cuanto a la calidad de los productos y los productores dispuestos a suplir dicha demanda, se llega a un consecuente crecimiento del mercado de los aditivos alimentarios. Los fabricantes agregan MyD a los productos terminados, para aumentar sus propiedades sensoriales. El impacto de este controlador es bastante significativo en la actualidad y se espera que aumente aún más en los próximos años.

Por otra parte, la industria de los alimentos procesados experimenta continuamente un gran crecimiento a nivel mundial debido a factores como el aumento de la población y el crecimiento del ingreso disponible per cápita. Lo que promete una demanda de aditivos alimentarios cada vez mayor.

11.2.2 Participantes clave

Algunos de los principales fabricantes y proveedores que operan en el mercado global de MyD son: BASF SE, Archer Daniels Midland Company, Akzo Nobel NV, P&G Chemicals, Stepan Company, Kerry Group Plc., Sasol Limited, CP Kelco, Cargill Inc. y PMC Biogenix, entre otros.

11.3 Composiciones de los productos y precios de venta

11.3.1 Ácidos Grasos

Previo a definir los objetivos de pureza de los productos y sus respectivos precios de venta, es necesario hacer un análisis de cómo podrían fraccionarse; es por ello que, en el caso de los ácidos grasos, es necesario conocer sus puntos de ebullición, ya que el método de separación más difundido industrialmente es la destilación fraccionada, la que tendrá un mayor grado de separación a medida que las diferencias entre las temperaturas de ebullición de los compuestos a fraccionar sean mayores. Se presentan dichos datos en la **Tabla 1.3.**

ÁCIDO GRASO TEMPERATURA DE EBULLICIÓN A P.ATM (°C) **ESTEÁRICO** 361 **OLEICO** 360 **PALMÍTICO** 351 LÁURICO 298.9 **MIRÍSTICO** 250.5 **LINOLEICO** 230 LINOLÉNICO 162

Tabla 1.3. Puntos de ebullición de los ácidos grasos. [12]

Luego de hacer un breve análisis, tanto de la composición de ácidos grasos en la materia prima y de sus puntos de ebullición, se podría proponer hacer un fraccionamiento en dos corrientes con composiciones aproximadas como se lista a continuación:

- Productos con Temperatura de ebullición $> 240^{\circ}C$:
 - Ácidos Oleico (≈55%), Palmítico (≈30%), Esteárico (≈15%), Mirístico y Láurico (trazas)
- Productos con Temperatura de ebullición $< 240^{\circ}C$ (poliinsaturados):
 - Ácidos Linoleico (≈85%) y Linolénico (≈15%)

Vale aclarar que no se trabajará a las temperaturas mencionadas anteriormente, ya que los productos se degradan térmicamente, sino que se buscará un diseño de la torre de fraccionamiento que permita operar a presiones reducidas para poder separar a bajas temperaturas.

Luego de analizar los grados de pureza que pueden alcanzarse para los ácidos grasos, se hizo un relevamiento de sus precios en el mercado y se llegó a los rangos de valores de la **Tabla 1.4.**

Tabla 1.4. Precios de AG y GL en el Mercado.

PRODUCTO	PRECIO DE VENTA (USD/TON)
AG ESENCIALES	2500 - 3000
AG OLEICO Y SATURADOS	950 - 1300
GLICEROL	450 - 600

11.3.2 Mono y Diglicéridos

Existen diversas composiciones comerciales para la venta de aditivos emulsificantes, donde en todos los casos la pureza es mayor al 70% y contienen relaciones variadas entre mono y diglicéridos. En general el contenido de monoglicérido mínimo es del 40% en peso. Luego, se definen las calidades aproximadas de distintos productos:

Emulsionante rico en MG:

- Monoglicéridos ≈ 90% en peso.
- Triglicéridos, Diglicéridos, Ácidos grasos y Glicerina ≈ 10 % en peso.
- Además, se pretende cumplir: Glicerina ≤ 2% en peso.

Emulsionante mezcla MG/DG:

- Mono y Diglicéridos ≈ 70% en peso.
- Triglicéridos, Ácidos grasos y Glicerina ≈ 25 % en peso.
- Además, se pretende cumplir: Glicerina ≤ 6% en peso.

De forma análoga a lo realizado para los ácidos grasos, se obtienen los valores de la Tabla 1.5.

Tabla 1.5. Precios en el Mercado de emulsionantes.

PRODUCTO	PRECIO DE VENTA (USD/TON)
EMULSIONANTE RICO EN MG	1300 - 1450
EMULSIONANTE MG/DG	1100 - 1300

Fuentes: Centro de Comercio Internacional

http://www.intracen.org

Oleonline - The Independent Oleo Reporter

https://www.oleoline.com
Manufacturing Companies from Alibaba
https://www.alibaba.com

12. Datos Macro

En esta sección se pretende mostrar una serie de datos que serán tenidos en cuenta en capítulos posteriores para la correcta formulación del proyecto, y que en esta instancia sirven como indicador de la viabilidad del mismo, ya que se trata de eficiencias y rendimientos de etapas clave del procesamiento.

12.1 Rendimiento de la etapa de separación de los ácidos grasos

Esta etapa puede considerarse una de las más importantes y críticas de todo el proceso, ya que de ella depende la pureza de los ácidos grasos obtenidos, lo que significa que el nivel de calidad sea o no aceptado por las exigencias del Mercado.

Luego de hacer una búsqueda intensiva de datos acerca de rendimientos y composiciones alcanzados en procesos de separación de sistemas similares al del presente proyecto, se pudo determinar un rendimiento de la etapa de recuperación de ácidos grasos y su posterior separación del 85% al 95%, lo que representa productos con una pureza superior a los estándares de calidad. [13]

12.2 Rendimiento de la reacción de hidrólisis

Para esta reacción, se encontró que, a escala industrial, se alcanzan grados de hidrólisis de hasta un 98%, con una variación notoria según las condiciones de operación utilizadas y tipos de reactores [14]

12.3 Rendimiento de la reacción de glicerólisis

De forma análoga a lo dicho acerca de la hidrólisis, se obtienen conversiones de hasta un 98% en el mejor de los casos, trabajando en condiciones críticas y empleando catalizadores.^[15]

13. Ubicación de la Planta

Se llegó a la conclusión de que la mejor ubicación para la planta es como primera medida dentro de la Provincia de Buenos Aires; y al profundizar un poco más, dentro del Conurbano Bonaerense, en el Partido de Pilar.

Los motivos por los cuales se eligió dicha región son:

- Posee el Parque Industrial más grande de Sudamérica, el Parque Industrial Pilar.
- El menor coste por hectárea dentro de la región. Ver Figura 1.20.
- Se encuentra a 50 minutos de la planta de almacenamiento de RBA Ambiental, bajo consideración de traslado en camión y en un día de tránsito normal.
- Es una zona con múltiples accesos, ya sea tanto vía transporte público como privado.

- Se encuentra muy próximo al área Metropolitana de la Ciudad de Buenos Aires y a sus puertos y parques industriales, lo que abarata costos de comercialización y tiempos de distribución.^[16]
- Hay disponibilidad de materia prima y de recursos humanos, incluyendo profesionales; sólo el 1% de la población en la zona es analfabeta.^[16]

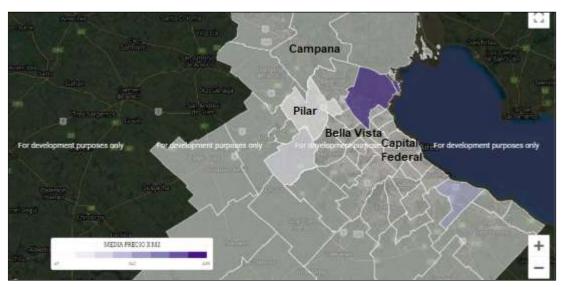


Figura 1.20. Distribución de precios por superficie en el Conurbano Bonaerense . [17]

14. Conclusiones

Como cierre a este primer capítulo, se puede afirmar que se recaudó toda la información requerida para cubrir las condiciones del Mercado local e internacional de ácidos grasos y glicéridos, sus principales participantes, valores de venta y factores influyentes más relevantes.

Además, se concretó el estudio de localización de la planta teniendo en cuenta múltiples factores; como así también se definió al principal proveedor de materia prima y los potenciales mercados destino para los productos en cuestión, y la calidad de los mismos.

15. Bibliografía

15.1 Manuales

1. "A quide to the Project Management Body of Knowledge" - PMBOK GUIDE - sixth edition

15.2 Artículos científicos y sitios web

 La Capital. (2019, 30 de Noviembre). "Argentina consolida su liderazgo en el mercado de aceite de soja". Buenos Aires, Argentina.: Informe agroeconómico, Recuperado de: https://www.lacapital.com.ar/agroclave/argentina-consolida-su-liderazgo-el-mercado-aceite-soj a-n2545845.html

- 2. Informe Industrial. (2018 2019) "Parques Industriales: Luz verde para producir futuro". Buenos Aires, Argentina.: Informe Industrial Empresarial, Recuperado de: http://www.informeindustrial.com.ar/verNota.aspx?nota=Parques%20Industriales:%20Luz%20verde%20para%20producir%20futuro___547
- 3. Global Agribusiness Market International, *«The market outlook for fatty Acids»*, URL:https://www.lmc.co.uk/
- 4. TRADEMAP, Estadísticas de comercio para el desarrollo internacional de empresas. URL:https://www.trademap.org/
- 5. Patzek, Tad. (2008). *«A First Law Thermodynamic Analysis of Biodiesel Production From Soybean»*. Bulletin of Science, Technology & Society. 29. 10.1177/0270467609334022.
- 6. Padrón Moreno, A.; Torres Calderón, J.(2015). *«Obtención de ácidos grasos a partir de aceite de coco, soya y canola mediante hidrólisis ácida»*.
- 7. Cardona, S. M., Gonzalez, R., Franco, A., Cardeño, F., & Luis, A. R. (2010). Obtención de monoglicéridos de aceite de ricino empleando glicerina refinada y cruda: estudio de las principales variables del proceso. *Vitae*, *17*(2), 128-134.
- 8. Juárez, M. D., Masson, L., Sammán, N., de Alimentos, L. D. Q., Grasas, M., & No 20, A. V. M. (2005). Deterioro de aceite de soja parcialmente hidrogenado empleado en la fritura de un alimento cárnico. *Pan*, 80, 6.
- 9. Penny M. Kris-Etherton, William S. Harris, [and] Lawrence J. Appel, for the Nutrition Committee (2002). *«Fish Consumption, Fish Oil, Omega-3 Fatty Acids, and Cardiovascular Disease»*. Circulation 106(21): 2747-2757.
- 10. Kingsbury, K. J.; Paul, S.; Crossley, A.; Morgan, D. M. (1961). *«The fatty acid composition of human depot fat»*. Biochemical Journal. 78 (3): 541 550. doi:10.1042/bj0780541.
- 11. Flickinger, Brent D.; Matsuo, Noboru (February 2003). *«Nutritional characteristics of DAG oil»*. *Lipids* 38 (2): 129-132. doi:10.1007/s11745-003-1042-8.
- 12. Wikipedia, La Enciclopedia Libre. *«Propiedades físicas de los ácidos grasos»*. URL: https://es.wikipedia.org/wiki/%C3%81cido graso
- 13. San Martín Ederra, F., (2018). "Ampliación de Instalación de planta de procesado de oleínas añadiendo una actividad de fabricación de Escualano a partir de Escualeno de origen vegetal y una línea de destilación de ácidos grasos y línea de extracción de insaponificables".
- 14. Namdev, P. D., Patil, T. A., Raghunathan, T. S., & Shankar, H. S. (1988). Thermal hydrolysis of vegetable oils and fats. 3. An analysis of design alternatives. *Industrial & engineering chemistry research*, 27(5), 739-743.
- 15. Corma, A., Iborra, S., Miquel, S., & Primo, J. (1998). Catalysts for the production of fine chemicals: production of food emulsifiers, monoglycerides, by glycerolysis of fats with solid base catalysts. *Journal of Catalysis*, 173(2), 315-321.

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA AGUSTÍN NICOLÁS SORIA - TOMÁS JOAQUÍN VISPO

- 16. Altas de Crecimiento Urbano de la Región Metropolitana de Buenos Aires (CIPUV). (2018) URL: http://atlas-cipuv.utdt.edu/
- 17. Pilar (Buenos Aires). (2020, 23 de febrero). *Wikipedia, La enciclopedia libre*. (2020) URL:https://es.wikipedia.org/w/index.php?title=Pilar_(Buenos_Aires)&oldid=123775845.







CAPÍTULO 2 BALANCES DE MASA Y REACCIONES QUÍMICAS



CONTENIDOS:

- Introducción y Objetivos
- Capacidad de la Planta
- Procesos Químicos
- Tratamiento de Materias Primas y Productos
- Tratamiento de Agua

- Etapas del Proceso
- Balances de Masa
- Diagrama de Flujo Preliminar

Capítulo 2: Estructura de la Planta y Balances de Masa

1. Introducción y objetivos

Luego de realizar un relevamiento del mercado de AG, MG y DG a nivel local y mundial, y de reunir la información necesaria para avanzar sobre el proyecto, se dará lugar a la conceptualización de la planta, lo que a su vez incluye la definición de las operaciones involucradas en el proceso, las magnitudes de las corrientes principales, los requerimientos de acondicionamiento/refinamiento de dichas corrientes y las condiciones de operación.

Dicho esto, se plantean los objetivos del presente capítulo:

Definir:

- Capacidad Instantánea y Nominal de la Planta
- Procesos productivos
- Operaciones, sistemas y subsistemas involucrados en los procesos
- Necesidades de pretratamiento y separación de materia prima y productos
- Corrientes principales de los procesos así como las condiciones de operación

Esquematizar:

- Diagrama de Bloques
- Diagrama de Flujo Preliminar

2. Capacidad de la Planta

2.1 Capacidad Nominal

La capacidad nominal hace referencia a la capacidad de producción real de la planta, es por eso que es menor al valor de diseño dado por la capacidad instantánea o capacidad de diseño.

En el alcance de proyecto se estableció el nivel de producción de AG que se quiere alcanzar, siendo éste, de 2 toneladas/hora. A su vez, la capacidad de producción de glicéridos estará relacionada a la producción de AG, ya que se intentará utilizar el glicerol producido en la hidrólisis para alimentar el reactor de glicerólisis; es por esto que se expresará la capacidad de la planta en función de la producción de AG. Se detallan los cálculos a continuación:

Capacidad Nominal =
$$2\frac{ton AG}{hs} * 24\frac{hs}{dia} * 365\frac{dias}{año} = 17.520\frac{ton AG}{año}$$

2.2 Capacidad Instantánea

Una vez especificada la capacidad nominal, se debe proceder al cálculo de la Efectividad General del Proceso (EGP), de manera tal que sea posible calcular la capacidad a instalar en la planta, debido a que hay una serie de parámetros que influyen en los volúmenes de producción, los cuales se

expresan como índices con valores entre 0 y 1 ó 0 y 100%, y al ser multiplicados constituyen la EGP. Dichos parámetros son:

- **Disponibilidad**: Horas disponibles de planta para operar respecto de la cantidad de horas anuales totales.
- **Porcentaje de producto conforme:** Corresponde al porcentaje de la producción dentro de especificación, es decir, que superan el nivel de calidad mínimo exigido para poder ser comercializado según los requerimientos del mercado y a los precios acordados.
- Performance: Hace referencia a la capacidad de producción respecto de la capacidad estándar; está relacionada con la curva de aprendizaje del equipo de dirección, supervisión y mano de obra general de la planta. Su valor incrementa con el tiempo hasta llegar a un estadío constante, debido a un mayor nivel de explotación de la tecnología por parte de los trabajadores, ya que se adquieren y mejoran habilidades luego de hacer reiteradas veces una tarea. Esto además conlleva a un mayor entendimiento del funcionamiento y detalles particulares de todos los procesos de la planta y a una maduración en la toma de decisiones.

Una vez determinados dichos parámetros, se obtiene:

Luego, se calcula la capacidad instantánea como:

$$Capacidad\ Instant\'anea = \frac{Capacidad\ Nominal}{EGP}$$

A fin de determinar la EGP de la planta, se debe evaluar el funcionamiento de las distintas líneas instaladas, el estado de los equipos, la frecuencia de paradas por falta de suministros energéticos o de materias primas, frecuencia de paradas por mantenimiento, etc, de forma que se pueda hacer un diagnóstico detallado del funcionamiento global de la nave industrial.

En este caso, al tratarse de una etapa de diseño, se estimaron los tres parámetros a partir de los valores usuales para la industria química y una serie de consideraciones.

Disponibilidad

Del total de horas anuales disponibles para llevar a cabo los procesos implicados, se tendrá en cuenta el equivalente a tres semanas a lo largo de un año destinadas a mantenimiento, siendo el tiempo habitual para paradas de ese tipo; se sumará una semana extra a las horas necesarias para mantenimiento, limpieza de equipos, contingencias, etc.; luego se obtiene un total de 672 horas.

La disponibilidad puede calcularse como sigue:

Disponibilidad =
$$\frac{8760 \text{ hs} - 672 \text{ hs}}{8760 \text{ hs}} * 100\% = 92.3\%$$

Porcentaje de productos conformes

Para calcular el valor de esta variable, se tuvieron en cuenta valores de referencia de aproximadamente 98-99% para plantas químicas. Los principales reactivos vienen a ser los TG

presentes en el AVU y se utilizará agua acondicionada dentro del Parque Industrial Pilar; dadas las condiciones mencionadas, se adoptó una postura conservadora y se definió como valor para este parámetro un nivel del 96%.

Performance

En este caso, el valor del parámetro depende de la madurez de la operación, representada habitualmente en una curva de aprendizaje como función del tiempo. Para el diseño se utilizan los valores de estado estacionario, correspondientes al nivel de desempeño mayor; luego, teniendo en cuenta el valor de referencia provisto por la *Cátedra de Trabajo Final de Ingeniería Química*, se adoptó un valor del 90%, considerando que no se trata de un proceso complejo que incluya múltiples etapas, según la información recabada.

Finalmente, se obtiene una EGP y una capacidad de diseño tal como se detalla a continuación:

$$EGP = Disponibilidad * % de Producto Conforme * Performance$$

$$EGP = 92.3\% * 96\% * 90\% = 79.7\%$$

$$Capacidad Instantánea = \frac{17.520 \ ton \ AG/año}{0.797} = 21.982 \frac{ton \ AG}{año}$$

A partir del valor de EGP hallado, se puede clasificar su desempeño según la **Tabla 2.1.** Este análisis suele ser de gran utilidad cuando se busca optimizar el rendimiento de una planta ya puesta en marcha, y no de una planta en etapa de conceptualización; sin embargo, se optó por presentar dicha clasificación ya que permite tener una primera impresión y visión general del rendimiento general para una planta de estas características.

Tabla 2.1. Valoración de una planta de producción de escala industrial según su EGP. [1]

EGP (%)	VALORACIÓN	DESCRIPCIÓN
0-64	Deficiente	Se producen importantes pérdidas económicas. Existe muy baja competitividad.
65-74	Regular	Es aceptable sólo si se está en proceso de mejora. Se producen pérdidas económicas. Existe baja competitividad.
75-84	Aceptable	Debe continuar la mejora para alcanzar una buena valoración. Ligeras pérdidas económicas. Competitividad ligeramente baja.
85-94	Buena	Entra en valores de Clase Mundial. Buena competitividad.

95-100	Excelente	Valores de Clase Mundial. Alta competitividad.
--------	-----------	---

Se puede apreciar que el desempeño de la planta en cuestión se clasificaría como "Aceptable".

3. Procesos Químicos y aspectos relevantes

En la presente sección, se detallan los procesos químicos que se podrían llevar a cabo para obtener los productos deseados, como así también sus ventajas, desventajas y condiciones de operación, para poder elegir el proceso en base a dichas características.

3.1 Hidrólisis de Triglicéridos

Los conceptos más importantes fueron mencionados en el Capítulo 1; a continuación se detallarán los métodos más considerados por el equipo de trabajo del presente proyecto para su implementación.

3.1.1 Proceso Colgate-Emery

El principal inconveniente cuando se habla de hidrólisis de TG se centra en la baja solubilidad entre las sustancias que intervienen en la reacción, por lo tanto es el principal desafío a la hora de diseñar un proceso de este tipo.

La solución para dicho inconveniente se desarrolló aplicando las propiedades de los fluidos supercríticos, los cuales se hallan en cualquier sustancia que se encuentre en condiciones de presión y temperatura superiores a su punto crítico. Esto conlleva a que la sustancia se comporte como un híbrido entre un líquido y un gas, es decir que puede difundir como un gas (efusión), y disolver sustancias como un líquido (disolvente).

Las condiciones de reacción que se adoptan para llevar a cabo el proceso son subcríticas; lo que se refiere a presiones de operación de entre (50 bar - 60 bar) y temperaturas de entre (240°C - 270°C). Dichas características mejoran notablemente el transporte de masa y las velocidades de reacción sin necesidad de utilizar catalizadores. El proceso que utiliza dichas propiedades para llevar a cabo la hidrólisis es el Colgate-Emery. [1]

El proceso Colgate-Emery es el más ampliamente utilizado en la industria oleoquímica, debido a las altas conversiones alcanzadas en bajos tiempos de residencia sin utilización de catalizadores. Dicho proceso es llevado a cabo en un reactor torre o columna de gran altura que garantiza un tiempo de residencia de al menos 3 horas (Figura 2.1). Está diseñado para maximizar la transferencia de calor mediante intercambiadores que reciclan la energía que contienen las corrientes de salida. Posee calentadores adicionales que suplen la energía necesaria para mantener la temperatura de reacción.

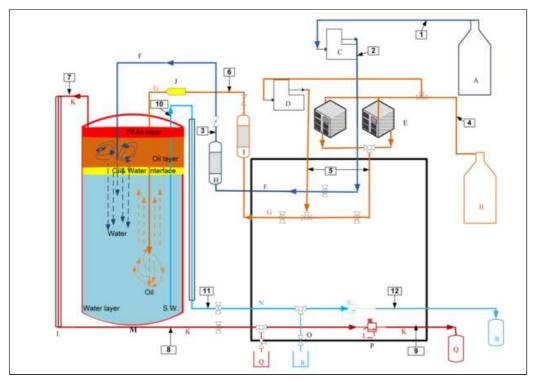


Figura 2.1. Sistema de hidrólisis continúa utilizando el proceso Colgate-Emery .[2]

En la Figura 2.1 se puede observar el reactor torre, en el cual ingresan las corrientes G (Corriente de Aceite) y F (Corriente de Agua) a las cuales se les realizó un precalentamiento previo en los intercambiadores "I" y "H" respectivamente. La corriente de salida "N" retira la mezcla de agua y glicerol que se deposita en el tanque "R" y la corriente "K" retira los ácidos grasos formados, depositandolos en el tanque "Q".

A continuación se mencionan las condiciones de operación del proceso Colgate-Emery y seguidamente las ventajas y desventajas de su aplicación .[3]

3.1.1.1 Condiciones de operación

- Rango de Temperaturas: 240 - 270°C

- Rango de Presiones: 50 - 60 bar

- Tiempos de residencia: 250 - 270 minutos

Precalentamiento de las corrientes de alimentación

Proceso Continuo

% Hidrólisis: 96 - 98%

- Relación Agua-Aceite: 4:1

3.1.1.2 Ventajas

- Alto rendimiento en la reacción de Hidrólisis.
- Tiempos de residencia bajos.

- Se requieren menores costos de separación de ácidos grasos.
- Se puede llevar a cabo en forma continua.
- No se requiere el uso de catalizadores.

3.1.1.3 Desventajas

- Altas presiones y temperaturas de Operación.
- Se necesitan precalentar las corrientes de entrada de reactivos.
- Alta inversión de capital, debido a los altos costos de equipamiento.
- Altos costos de operación y control, debido a las condiciones de reacción.
- Condiciones de operación con mayores puntos críticos desde el punto de vista de las "HazOp".

3.1.2 Hidrólisis Básica

El proceso de hidrólisis básica (o más comúnmente llamada, saponificación) consiste en la ruptura de una molécula de TG con la ayuda de una base fuerte como NaOH o KOH en la mayoría de los casos; seguido de una neutralización de los productos formados con un ácido.

Dicho proceso se puede dividir en dos partes, la primera se lleva a cabo dentro de un reactor torre, el cual está provisto de una camisa de calentamiento para ser llevado a una temperatura de reacción de 70°C. Este proceso no necesita llevarse a cabo en condiciones de altas presiones, debido a que la reacción es irreversible y se puede llevar a cabo en condiciones de proceso suaves. Como producto se obtiene una mezcla de ácidos grasos solvatados por el ion positivo de la base fuerte formando una pasta jabonosa y el glicerol en forma líquida. [4]

La mezcla jabonosa es retirada por la cima del reactor para llevarse a otro tanque en donde se realizará la neutralización de la misma (*Base soap* de la **Figura 2.2**). En general dicha neutralización es realizada con ácido Clorhídrico (HCl), produciendo un proceso no reversible y obteniendo los ácidos grasos libres y la sal correspondiente **Figura 2.3**.

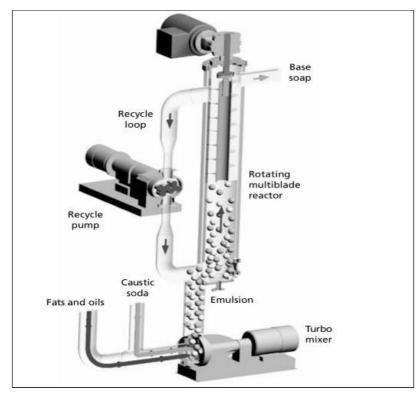


Figura 2.2. Proceso de saponificación de TG antes de la neutralización .[4]

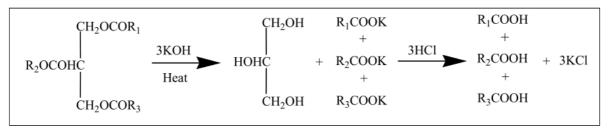


Figura 2.3. Hidrólisis Básica de TG.

3.1.2.1 Condiciones de operación

Como se mencionó anteriormente, las condiciones de reacción no requieren altos gastos energéticos debido a las temperaturas y presión necesarias:

- Rango de Temperaturas: 60°C a 70°C

- Rango de Presiones: Presión Atmosférica

- Tiempos de residencia: 120 minutos - 150 minutos

- Concentración de Catalizador: 2 M

Proceso Continuo% Hidrólisis: 97%

3.1.2.2 Ventajas

• Bajos gastos energéticos.

- Alto porcentaje de hidrólisis.
- Operación a presión atmosférica.
- Puede llevarse a cabo en forma continua.
- Las reacciones son irreversibles.

3.1.2.3 Desventajas

- Probabilidad de corrosión en los equipos debido a la utilización de bases fuertes como Hidróxido de Sodio o Potasio para llevar a cabo la reacción.
- Luego de la reacción se debe neutralizar con ácido a la corriente de salida para obtener el producto deseado.
- Se debe realizar un proceso de separación antes de la neutralización.
- Se necesitan sistemas de impulsión de fluidos específicos para soluciones alcalinas.

3.1.3 Hidrólisis Enzimática

Las enzimas son proteínas que se comportan como biocatalizadores, es decir, catalizadores que las células utilizan para realizar conversiones químicas. Están presentes en todos los organismos vivos y pueden emplearse como catalizadores en reacciones químicas de interés. Por ello es que se propone a la Lipasa, una enzima específica que hidroliza de forma natural a los triglicéridos.^[5]

3.1.3.1 Condiciones de operación

- Rango de Temperaturas: 35°C a 55°C

- Rango de Presiones: Presión Atmosférica

- Tiempos de residencia: 240 minutos - 360 minutos

- Concentración de Catalizador: Depende del tipo de reactor a usar; generalmente altas.

- Proceso Continuo

% Hidrólisis: 40-75%

3.1.3.2 Ventajas

- Alta especificidad: Las enzimas transforman a los sustratos, a pH cercanos al neutro y a temperaturas moderadas. Para que haya alta especificidad es necesario que solo se utilice una enzima, por lo que las mezclas deben estar purificadas de enzimas contaminantes que puedan distorsionar el funcionamiento de la principal.
- Estereoespecificidad: El mecanismo de la catálisis enzimática permite obtener uno de los compuestos enantiómeros. Depende de la enzima utilizada se obtiene uno u otro.

- *Mejora de las características de un proceso:* Aumento de solubilidades, degradaciones, disminución de viscosidades, etc., en función de las enzimas y los procesos.
- Mejora del producto: Esta ventaja es fundamental en el sector alimenticio, ya que las enzimas pueden modificar la textura, el sabor, o incluso, el tiempo de caducidad de un producto.
- No son contaminantes: Al ser proteínas, son biodegradables y al proceder de organismos vivos, trabajan en condiciones más suaves lo que implican un menor coste energético y menores emisiones perjudiciales.
- Condiciones óptimas de operación: a diferencia de los métodos más tradicionales explicados anteriormente, la hidrólisis enzimática se lleva a cabo a temperaturas y presiones bajas, aproximadamente 45°C y 1 bar; lo que además de implicar un bajo costo operacional y condiciones más seguras, garantiza que los productos no sufran cierto grado de degradación térmica, ni cambios en el color u olor de los mismos, como ocurre en la hidrólisis alcalina. [5]

3.1.3.3 Desventajas

- Labilidad: se refiere a la inestabilidad y complejidad de las proteínas. La complejidad de los sustratos y productos no favorecen tampoco su uso.
- El alto precio de las enzimas, comparativamente con catalizadores inorgánicos.
- Complejidad de los *procesos de separación* del producto.
- Desaparición y no reutilización de las enzimas libres una vez acabada la reacción. Supone una desventaja muy importante; esto causa un aumento de los costos en catalizador así como la necesidad de purificar los producto de reacción.
- Falta de información: La mayoría de los datos y experiencias disponibles en bibliografía se refieren a ensayos llevados a cabo en escala de laboratorio, lo que implica una pérdida de consistencia de los modelos cinéticos propuestos al extrapolarse a escalas industriales.

3.2 Glicerólisis de Triglicéridos

El objetivo de llevar a cabo la reacción de transesterificación de triglicéridos mediante el proceso de glicerólisis, es darle mayor valor al Glicerol obtenido como subproducto en la reacción de hidrólisis, al obtener de esta forma una mezcla de mono- y diglicéridos. En particular, en este proyecto se intentará obtener un producto con la mayor concentración de MG posible por sobre DG, ya que su valor en el mercado será mayor así como sus posibles aplicaciones en la industria.

Se han planteado una gran variedad de métodos de síntesis para obtener MG, muchos de los cuales no se han llevado a escala industrial debido a su baja rentabilidad o alta complejidad de implementación. En la **Figura 2.4** se resumen las distintas alternativas.

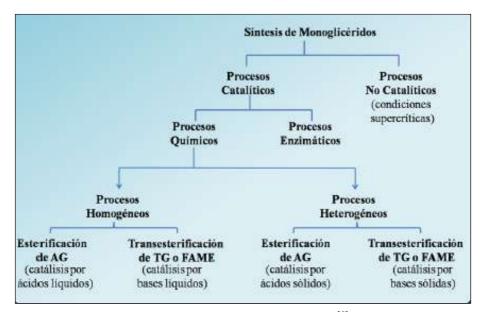


Figura 2.4. Rutas de síntesis de MG. [6]

3.2.1 Glicerólisis mediante procesos enzimáticos y supercríticos

Uno de los procesos planteados para la síntesis de monoglicéridos es el uso de enzimas como catalizadores de la reacción de glicerólisis, mediante el uso de enzimas lipasas, las cuales al ser de clase serina hidrolasas, no requieren el empleo de ningún cofactor para su activación. Debido a que las enzimas son solubles en agua e insolubles en las grasas o aceites, deben ser soportadas sobre diferentes materiales (celite, silica gel, quitosano) para ser estabilizadas, requiriendo además solventes orgánicos (acetona, hexano, cloroformo) que permitan solubilizarlas en la materia prima.

La reacción es llevada a cabo a temperaturas comprendidas entre 310-325 K, a altas velocidades de agitación (400-600 RPM), relaciones molares de reactivos (Gly/aceite) superiores a 4 y concentraciones de enzima de 1-30 % .^[6] Debido a la alta selectividad que se logra mediante la catálisis enzimática, se obtienen rendimientos de MG superiores al 80 %, y rendimientos menores al 3.5 % de DG y TG. Los principales inconvenientes de este proceso se encuentran en los costos del catalizador, la complejidad de su implementación, la falta de información sobre su cinética y el bajo nivel de reutilización de las enzimas.

Otro de los procesos menos convencionales planteados hasta el momento es la obtención de MG bajo condiciones supercríticas. Se ha postulado la glicerólisis de TG no catalítica en atmósfera de Dióxido de Carbono supercrítico. Dicho compuesto es un buen medio de reacción, debido a sus excelentes propiedades como disolvente, lo cual permite realizar la reacción sin el empleo de catalizadores. Además permite efectuar la síntesis en ausencia de oxígeno, con lo cual se obtienen productos libres de solventes residuales. Las condiciones de operación para dicho proceso son 100-200 atm de presión, agitación a 250 RPM, temperatura de 523 K, relación molar glicerol/aceite 34:1, 5 % P/P de contenido inicial de agua y 10 hs re reacción para alcanzar una composición de equilibrio de 70 % (molar) de MG, 15 % DG, 14 % AGL y 1 % TG aproximadamente. Puede apreciarse entonces que proporcionar dichas condiciones de operación resulta en un costo muy elevado por lo que su aplicación a nivel industrial ha sido relegada. [6]

3.2.2 Glicerólisis Catalítica Heterogénea

Debido al tipo de industria al que se destinan los glicéridos (como aditivos alimentarios), la calidad del producto es de gran importancia para garantizar la salud humana, es por ello que este proceso brinda grandes beneficios al utilizar catalizadores inmovilizados evitando la contaminación de los productos de reacción.

El proceso de reacción se puede llevar a cabo en un reactor TUB ó en un reactor de lecho empacado, en el cual se ubica el catalizador inmovilizado de *MgO*. Por dicho reactor pasa una corriente líquida compuesta de proporciones cuidadosamente preestablecidas de TG y glicerina proveniente del proceso de hidrólisis. La reacción de glicerólisis producida se esquematiza en la **Figura 2.5.**

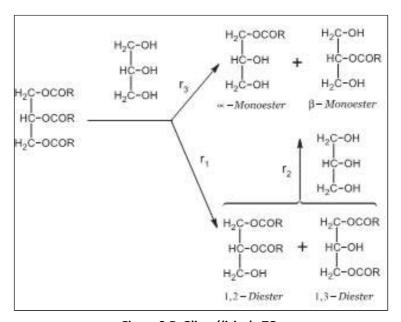


Figura 2.5. Glicerólisis de TG.

En este proceso las variables más importantes son la temperatura, las relaciones molares de reactivos y el tiempo de reacción. Las condiciones de operación habituales están dadas por temperaturas en el rango 450-540 K, 1 atm de presión, relación molar Gly/TG 6:1, tiempos de residencia de 4-8 horas y carga de catalizador 1.25 gr/mol TG. Se alcanzan conversiones de TG de hasta un 95%. [6]

3.2.3 Glicerólisis Catalítica Homogénea

El proceso más empleado para la síntesis de MG es la glicerólisis de grasas o aceites vegetales a temperaturas entre 220°C y 260°C, en presencia de catalizadores básicos como NaOH ó KOH, a bajas presiones, utilizando una relación molar Gly/TG 4:1 y altas velocidades de agitación de forma de homogeneizar la mezcla. Se han reportado grados de conversión de los TG de hasta 95%. [6]

Cuando los MG van a ser empleados en la industria alimenticia, se prefiere emplear hidróxido de calcio, $Ca(OH)_2$, debido a que causa un bajo desarrollo del color en el producto final.

Cuando se emplean catalizadores básicos homogéneos, deben ser neutralizados al terminar la reacción para evitar características indeseables en los productos finales, tales como sabor a jabón,

color inestable y formación de espuma. Así, al final de la reacción suele añadirse ácido fosfórico al sistema para neutralizar el catalizador; posteriormente, los productos se filtran sobre arcillas para retirar las sales formadas. [7]

Este proceso de neutralización del catalizador se realiza en caliente antes de eliminar el glicerol remanente, debido a que se produciría la reversión de la reacción, lo que además contribuye a la aparición de problemas relacionados con el color, el sabor y la estabilidad del producto . ^[6]

3.3 Métodos seleccionados.

Luego de analizar y estudiar en detalle la viabilidad de cada método, se ha elegido continuar el proyecto aplicando el proceso **Colgate-Emery** para la hidrólisis, de forma de priorizar las principales ventajas frente a los otros métodos como los altos grados de conversión en bajos tiempos de residencia en comparación a otras rutas de síntesis, la gran disponibilidad de información bibliográfica de experiencias previas y la simplicidad para el modelado de las reacciones.

En el caso de la glicerólisis, se aplicará la catálisis homogénea con catalizadores básicos, los cuales serán definidos en el Capítulo 3. Este método es el más utilizado actualmente y tiene grandes ventajas respecto de los mencionados, como las altas conversiones, bajo costo y alta disponibilidad de catalizador.

4. Tratamiento de materias primas y productos

Tanto el tratamiento de las materias primas como de los productos son procesos esenciales que influyen sobre la calidad de los productos intermedios y finales de la reacción. Por ello es necesario realizar tratamientos previos y posteriores al proceso para lograr la calidad de los productos que demanda el mercado.

4.1 Materias primas

Como se anticipó en la **Sección 10** del Capítulo 1, la empresa RBA Ambiental realiza un tratamiento previo al AVU recolectado, el cual consta de tres etapas.

- Análisis físico-químicos.
- Centrifugado, Conversión, adsorción, dosificación y mezclado.
- Análisis posterior para evaluar si se cumplen los requisitos de calidad.

Si bien la materia prima recibe un tratamiento previo, no se cuenta con las composiciones detalladas del Aceite de soja usado proveniente de la empresa mencionada, pero si se conocen sus composiciones sin tratamiento previo, las cuales fueron descriptas en la Sección 10.2 en donde se puede observar que existen cuatro componentes además de los TG: Dímeros de Triglicéridos, Triglicéridos Oxidados, Diglicéridos y Ácidos Grasos.[8–10]

Teniendo en cuenta los procesos llevados a cabo por el proveedor, la escasez de datos, y la disponibilidad de información, resulta aceptable considerar que la materia prima adquirida está libre

de Dímeros de TG y TG oxidados. Luego, si se toma como referencia la composición promedio de los aceites luego de someterse a la fritura de alimentos, se puede fijar la composición como:

- Fracción másica de TG = 88%
- Fracción másica de DG = 11%
- Fracción másica de AG = 1%

Por lo tanto se omitirá cualquier etapa de pretratamiento del aceite usado y se utilizará la composición mencionada para proceder en los cálculos de aquí en adelante.

4.2 Productos

Para alcanzar la calidad de los productos deseados, es necesario que se realicen procesos de separación y/o purificación de las corrientes de ácidos grasos fraccionados y de glicéridos.

4.2.1 Separación de ácidos Grasos

Entre los procesos para la separación y purificación de ácidos grasos, se enumeran los siguientes:

- Destilación: La destilación de ácidos grasos se lleva a cabo bajo alto vacío en torres con empaque estructurado para minimizar las caídas de presión y, en consecuencia, las temperaturas de funcionamiento. Esto evita la degradación térmica de los ácidos grasos.
- Destilación Fraccionada: La unidad de destilación fraccionada de ácidos grasos se compone normalmente de una o más torres, típicamente dos, y una torre de empaque estructurado, garantizando un alto número de etapas teóricas y una caída de presión limitada.
- Cristalización: El proceso se basa en el uso de una solución de detergente con electrolito para separar los ácidos saturados de los insaturados. Dicho proceso es físico y no altera la estructura molecular de las especies. [9,10]

De los métodos anteriores, como ya se ha anticipado en el Capítulo 1, se presume separar los ácidos grasos por medio de destilación. La elección entre torres configuradas en secuencia directa o indirecta, en caso de requerir más de una torre, será debidamente justificada en el capítulo correspondiente al diseño de los equipos de separación.

4.2.2 Mono y Diglicéridos

De acuerdo al método de glicerólisis seleccionado, deben realizarse procesos de acondicionamiento para neutralizar el catalizador básico remanente de la glicerólisis, eliminar colores y olores indeseados en el producto e intercambio de calor para la disposición final del producto deseado. Además, al trabajar con exceso de glicerol según las condiciones de operación reportadas, deberá separarse la corriente efluente del reactor de glicerólisis ya que existirá una alta proporción de este componente. [6]

4.2.3 Purificación de glicerol

Debido a que el glicerol es un producto secundario de la reacción de hidrólisis, se propuso utilizar la totalidad de las cantidades producidas como materia prima para la producción de glicéridos. A la salida del reactor de hidrólisis se obtendrán dos fases, una acuosa y una aceitosa; la primer fase estará formada, en condiciones idealizadas, por agua y glicerol ya que se trata de líquidos solubles a la temperatura de reacción; por lo tanto, luego de la separación de fases, será necesario eliminar el agua de dicha mezcla de forma de obtener glicerol con la mayor calidad posible para evitar contaminar los productos de la reacción glicerólisis. Es por esto que se propone incorporar una instancia de destilación o evaporación multietapa (según convenga) para eliminar el agua presente y concentrar de esta forma al glicerol, además se podrá aprovechar la temperatura adquirida para ingresar al reactor. El orden final de todos los procesos se detalla con profundidad en la sección "6.1 Descripción general del proceso". [9,11]

5. Tratamiento de Agua

5.1 Acondicionamiento de Agua de entrada al proceso

La calidad del agua utilizada no es un dato menor, debido a la naturaleza hidrolítica de la reacción. En este caso, como se describe en la Sección 3.1, la reacción de hidrólisis requiere un exceso de agua para llevarse a cabo. Teniendo en cuenta que existen condiciones de reacción de alta temperatura y presión en el reactor de hidrólisis se debe evitar la deposición de carbonatos y sales que puedan dañar el equipo. Es por ello que es necesario un proceso de ablandamiento para el agua de procesos y de servicio (para el circuito de calderas e intercambiadores de calor).

Para tener una noción de los parámetros de calidad del agua del parque industrial del municipio de Pilar en el que se proyecta llevar a cabo la instalación de la planta, se muestra la **Tabla 2.2** en la cual se observan los parámetros de calidad brindados por la empresa proveedora de dicho recurso hídrico (AYSA - Agua y Saneamientos Argentinos). Seguidamente se muestra la **Figura 2.9** con las zonas de influencia de la empresa.

Tabla 2.2. Parámetros de calidad de agua de la empresa AySA $^{\, [12]}$

PARÁMETROS	UNIDAD	VALORES
1 - CARÁCTERÍSTICAS FÍSICA	AS	
COLOR	uc	10
OLOR Y SABOR		No objetable
TURBEDAD (4)	NTU	<1.0
2 - CARÁCTERÍSTICAS QUÍM	ICAS	
2.1 SUSTANCIAS INORGÁNICAS		
ALCALINIDAD TOTAL (COSCA)	mg/l	400
ALUMINIO RESIDUAL (ALI	mg/l	0,2
ARSENICO (AS)	mg/l	0.05
CADMID (CD)	mg/l	0,005
CIANUFO (CN-)	mg/t	0,10
CLORO RESIDUAL LIBRE (1)	mg/l	0.2
CLOHUROS (CH	my/l	250
CORRE (CU)	mg/l	1,0
CHOMO(CR)	mg/l	0,050
DUREZA TOTAL (CO3CA)	mg/t	400
FLUORURO (F-) P	mg/l	2,0
HIERRO TOTAL (FE) (1)	mg/l	0,10
MANGANESO (MN)	mg/l	0,05
MERCURIO (HGI	mg/t	0,001
NITRATO (ND3-)	mg/l	45
NITHISQ	mg/l	0,10
AMONIACO (NHF-)	mg/l	0,20
PH (P020S)	ирН	6,5 - 8,5
PH3PLANTAS(**	ирН	plt sat +/-1,0
PLOMD-(PB)	mg/l	0,010
SELENIO (SE)	mg/l	0,010
RESIDUO CONDUCTIMÉTRICO "	mg/l	1000
SULFATOS ISO4-0°	my/l	200
ZINC JZNI	mg/l	



Figura 2.6. Zonas de influencia de la empresa AySA .[12]

5.2 Acondicionamiento de Agua de Servicio

La planta debe disponer de abastecimiento de vapor para calefaccionar los reactores de hidrólisis y glicerólisis, columnas de destilación, calentamiento de corrientes previas a la entrada de reactores, etc; por lo tanto se debe contar con un sistema de generación de vapor continuo que esté alimentado por agua tratada para evitar la corrosión en las cañerías y deposición de sarro en la caldera.

El tratamiento de la misma puede seguir las exigencias del proceso de ablandamiento al que se somete al agua de proceso.

6. Etapas del Proceso

6.1 Descripción general del proceso y sus etapas principales

Con el objetivo de facilitar la interpretación del lector, se incluirá en esta sección el diagrama de bloques que permitirá hacer un seguimiento simplificado del proceso general (Diagrama 2.1).

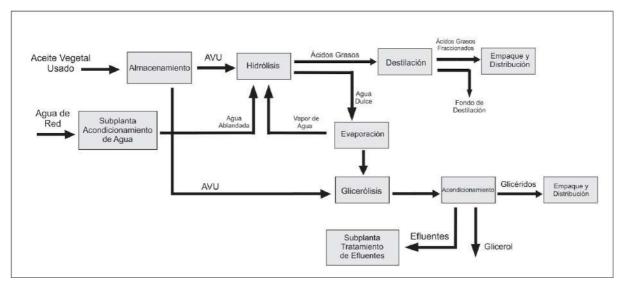


Diagrama 2.1. Diagrama de bloques detallado.

El proceso general consta de las siguientes etapas:

- 1. La corriente de AVU se hace pasar por un intercambiador de calor para llevarla a la temperatura de alimentación (200°C) del reactor de hidrólisis. Lo mismo ocurre con la alimentación de agua. Posteriormente se introducen ambas corrientes al reactor de hidrólisis, el cual será modelado y diseñado en el capítulo 3 del presente proyecto.
- 2. Se ha fijado según los datos de bibliografía referidos a experiencias previas un nivel de conversión del 95 % ($X_{Hid} = 0.95$). [2,3] Por lo que se obtendrán dos corrientes efluentes del reactor, determinadas por dos fases insolubles, formadas debido a la diferencia de densidad entre las sustancias involucradas (condiciones ideales):
 - Corriente acuosa (1):
 - Agua sin reaccionar + Agua de exceso
 - Glicerol producido
 - Corriente aceitosa (2):
 - TG
 - DG
 - MG
 - AG
- 3. La corriente "2" se alimentará a un equipo de destilación, donde: en la/s corriente/s de tope se obtendrán los distintos productos según se mencionó en la sección 11.3.1 del Capítulo 1 con presencia de productos intermediarios (MG/DG) que presenten puntos de ebullición similares a los de los ácidos grasos extraídos; y en la/s corriente/s de fondo se obtendrán mezcla/s de TG, fracciones de distintos AG sin destilar, MG y DG. Se adoptará como eficiencia en la separación de AG en el proceso de destilación un valor del 95%, implicando la

recuperación del 95% de los AG en las distintas fracciones de tope, mientras que el 5% restante estará presente en la corriente de fondo final .^[13]

- 4. La corriente "1", compuesta por agua y glicerol, será alimentada a un sistema de concentración por destilación simple/evaporación multiefecto formado por evaporadores de película, el cual permitirá obtener Glicerol con un mínimo grado de humedad destinado a la producción de glicéridos, y por otro lado una corriente de vapor de agua que será recuperada y podrá ser utilizada para intercambiar calor con otras corrientes mientras se aprovecha su energía. [11]
- 5. La alimentación de TG al reactor de glicerólisis se realizará de forma análoga al caso de la hidrólisis, proveniente del almacenamiento. Una vez definidas las corrientes, se debe remarcar que al reactor de glicerólisis debe alimentarse el catalizador en solución líquida y que por su naturaleza alcalina, se deberá neutralizar la corriente efluente de él o la serie de reactores de glicerólisis. La corriente total formada por glicéridos, AG, agua, glicerina y sales será alimentada a un equipo separador de fases, donde se supondrá, a priori, un nivel de separación total en dos corrientes: una formada por los distintos TG, DG, MG y AG, y otra por agua, glicerol y las sales sólidas. Luego, para este reactor, y en base a los datos bibliográficos obtenidos; $^{[6]}$ se fijará una conversión del 90% ($X_{Gli}=0.90$).

6.2 Sub Plantas - Operaciones ajenas al proceso

Acorde a lo mencionado anteriormente, se debe someter al agua de red disponible en el Parque Industrial Pilar a un tratamiento que elimine todas las sales que puedan generar incrustaciones, contaminación de productos, etc., por lo que deberá instalarse una subplanta destinada al tratamiento del agua.

Una segunda subplanta deberá ser instalada a fines de trabajar sobre los efluentes provenientes de las etapas de acondicionamiento de los productos, como pueden ser corrientes de líquidos oleosos.

7. Balances de Masa

Luego de haber detallado las distintas etapas involucradas en el proceso de producción de AG y glicéridos, y de mencionar las distintas suposiciones preliminares acerca de niveles de separación, calidad de agua y composición de la materia prima, se puede proceder al cálculo de las corrientes que participan en las distintas operaciones.

Para realizar los cálculos, se utilizó el software de cálculo Mathcad™, y se partió desde la corriente de AG efluente de la destilación, ya que es la condición de producción impuesta en el Capítulo 1. Se utilizó el valor de diseño, incluyendo la Efectividad Global de la Planta:

Corriente AG diseño =
$$\frac{Corriente\ AG\ alcance\ proyecto}{EGP} = \frac{2000\ kg\ AG/hora}{0.797} = 2509.41\ kg\ AG/hora$$

Luego, se planteó un camino desde fin hasta origen, es decir, partiendo del objetivo de productos, se calculó de forma secuencial el requerimiento de materias primas. Antes de hacer los cálculos, se debió hallar el peso molecular del TG que constituye al aceite de Soja; para ello, se utilizó la

composición dada en el Capítulo 1, en la Sección 9.1 "Los aceites vegetales", para ello, se recuerda el peso molecular de cada uno de los ácidos grasos constituyentes del aceite de soja en la **Tabla 2.3**.

Tabla 2.3. Peso Molecular de los AG constituyentes del Aceite de Soja.

ÁCIDO GRASO	PESO MOLAR (KG/MOL)
LINOLEICO	0.2804
OLEICO	0.2825
PALMÍTICO	0.2564
LINOLÉNICO	0.2784
ESTEÁRICO	0.2845
MIRÍSTICO	0.2284
LÁURICO	0.2003

Se obtuvo:

$$PM_{TG} = 0.872 \ kg/mol$$

A partir de la estequiometría de las reacciones involucradas en la hidrólisis:

$$1*TG+1*H_2O \leftrightarrow 1*DG+1*AG$$

$$1*DG+1*H_2O \leftrightarrow 1*MG+1*AG$$

$$1*MG+1*H_2O \leftrightarrow 1*Glicerol+1*AG,$$

Se puede calcular el peso molar de las distintas especies involucradas:

$$PM_{DG} = 0.612 \ kg/mol$$

 $PM_{MG} = 0.352 \ kg/mol$
 $PM_{AG} = 0.278 \ kg/mol$

Luego, se tuvo en cuenta lo mencionado en la descripción del proceso respecto al grado de separación de AG en la destilación (se recupera el 95% de los AG) y se concluyó que la cantidad de AG que se someta a la destilación debe ser:

Corriente de AG alimentada a la Destilación = $\frac{Corriente AG diseño}{0.95}$ = 2641.485 kg AG/hora .

Como se definió anteriormente, la composición másica del AVU:

$$wTG = 0.88$$

$$wDG = 0.11$$

$$wAG = 0.01$$

Al recordar que se ha fijado una conversión para el reactor de hidrólisis igual a $X_{Hid} = 0.95$, se puede calcular entonces la cantidad de aceite que se debe alimentar a dicho reactor. Para ello, se consideró que los DG alimentados también tienen una conversión del 95%.

Luego:

Aceite alimentación hidrólisis = 2920.359 kg AV U/hora,

Luego, se calcula la corriente de Agua a alimentar, para cumplir una relación másica Agua/Aceite de 4:1, valor más reportado en bibliografía. [14] Se obtiene:

Corriente de Agua alimentación hidrólisis = $11681.435 \text{ kg } H_2O/\text{hora}$

Y a su vez:

Corriente de Glicerol producida = 303.457 kg Glicerol/hora

A modo de resumen de la línea de producción de AG se listan las siguientes corrientes:

- Alimentación reactor de hidrólisis:
 - Corriente de aceite usado de composición en peso 88 % de TG = 2920.359 kg/h
 - Corriente de agua = 11681.435 kg/h, a esta corriente se le resta la corriente de agua remanente (en exceso y sin reaccionar) ya que será recirculada, luego de ser recuperada en la etapa de evaporación, como alimentación del reactor de hidrólisis; por lo tanto el requerimiento de agua será de 169.14 kg/hora.
- Salida reactor hidrólisis:
 - Corriente de AG = 2641.485 kg/h
 - Corriente de Glicerol = 303.457 kg/h
 - Corriente de TG sin reaccionar = 128.496 kg/h
 - Corriente de DG sin reaccionar = 16.062 kg/h
 - Corriente de agua remanente = 11512.295 kg/h
- Alimentación destilación:
 - Fase aceitosa; se asume que la composición de AG es igual a la que presenta el Aceite de Soja, luego:

Corriente Ácido Linoleico = Corriente AG * wÁcLinoleico = 1421.119 kg/h

Corriente Ácido Oleico = Corriente AG * wÁcOleico = 602.258 kg/h

Corriente Ácido Palmítico = Corriente AG * wÁcPalmítico = 272.073 kg/h

Corriente Ácido Linolénico = Corriente AG * wÁcLinolénico = 232.451 kg/h

Corriente Ácido Esteárico = Corriente AG * wÁcEsteárico = 103.018 kg/h

Corriente Ácido Láurico = Corriente AG * wÁcLáurico = 5.283 kg/h

Corriente Ácido Mirístico = Corriente AG * wÁcMirístico = 5.283 kg/h

Corriente TG sin reaccionar = 128.496 kg/h

Corriente DG sin reaccionar = 16.062 kg/h

Salida destilación:

- 2509.41 kg/h de AG con composiciones que pueden variar en función del éxito de la separación, lo que a su vez depende de los puntos de ebullición de los distintos AG y de la performance de la torre diseñada. Se propusieron dichas composiciones en el Capítulo 1 y, luego de la correspondiente simulación de la destilación en capítulos posteriores, se observará si se cumplen los objetivos de calidad propuestos o si deben redefinirse ciertos parámetros para la mejora del proceso de separación.
- Corriente de fondo constituida por el 5% restante de los AG y los glicéridos que no han reaccionado = 276.632 kg/h. Se considerará en esta instancia que no se destilan glicéridos teniendo en cuenta que poseen puntos de ebullición mayores que los AG.

Por otro lado, en relación a las corrientes de materia involucradas en la producción de glicéridos, se comenzará por aclarar que el nivel de producción que quiere lograrse no está predefinido como en el caso de la producción de AG, sino que se busca producir la mayor cantidad y calidad posible, aprovechando el glicerol obtenido como producto secundario.

Se ha dicho que la separación entre el agua y el glicerol en la etapa de evaporación y concentración es total, por lo tanto se recupera todo el glicerol y está disponible para ser alimentado al reactor de glicerólisis.

Corriente de Glicerol producido = Corriente de Glicerol alimentado Glicerólisis = 303.457 kg/h

Y en base a la estequiometría de la reacción dada por:

$$1 * TG + 1 * Glicerol \leftrightarrow 1 * MG + 1 * DG$$
,

Se puede observar que en las condiciones planteadas (exceso del 25% de Glicerol):

Aceite de alimentación a Glicerólisis = 2614.771 kg/hora.

La composición de la corriente efluente del reactor de glicerólisis está determinada por la corriente de MG+DG, el catalizador, las cantidades de Glicerol y TG sin reaccionar y AG introducidas en la alimentación de aceite usado. Como se mencionó en la descripción general del proceso, serán separadas dos corrientes, una de las cuales será la corriente de interés ya que contendrá los glicéridos y los AG.

Corriente de glicéridos = 2833.26 kg/hora

Corriente de Glicerol remanente = 84.968 kg/h

Finalmente se obtiene para esta corriente de producto, la siguiente composición aproximada en peso.

$$wMG - DG = 91 \%$$

$$wTG = 8 \%$$

$$wAG = 1 \%$$

Además, se deberá considerar una cierta corriente de catalizador, la cual será calculada al momento del diseño del reactor.

Al igual que se hizo para la línea de producción de Ácidos Grasos, se resumen debajo las corrientes principales involucradas en la producción de glicéridos:

- Alimentación reactor de glicerólisis:
 - Corriente de glicerol = 303.457 kg/hora
 - Corriente de aceite usado = 2614.771 kg/hora.
- Salida reactor de glicerólisis:
 - Corriente que será separada en: productos glicéridos de composición de MG-DG aproximadamente 91% p/p = 2833.29 kg/hora + Glicerol remanente = 84.968 kg/hora

Finalmente, a modo de verificación a nivel global del proceso, se tiene:

- Entradas de materia:
 - AVU RBA Ambiental = 5535.13 kg/hora
 - Agua = 169.14 kg/hora
 - <u>Total = 5704.27 kg/hora</u>
- Salidas de materia:
 - Productos AG = 2509.41 kg/hora
 - Productos glicéridos = 2833.29 kg/hora
 - Corriente de fondo de destilación = 276.632 kg/hora
 - Corriente Glicerol remanente = 84.968 kg/hora
 - <u>Total = 5704.27 kg/hora</u>

8. Corrientes de reciclo opcionales

8.1 Triglicéridos remanentes

Se propone reciclar la corriente proveniente del fondo de destilación ya que posee la mayoría (en esta instancia se supuso la totalidad) de los triglicéridos sin reaccionar al reactor de hidrólisis. Esto conlleva a una disminución de los requerimientos de materia prima igual a la cantidad de TG recirculado. La conveniencia de aplicar dicha alternativa se evaluará una vez elegido el modelo cinético y en el proceso de dimensionamiento del reactor correspondiente.

8.2 Glicerol remanente

De forma análoga, se propone recircular el glicerol separado de la corriente de salida del reactor de glicerólisis de manera de aumentar el exceso de glicerol en el reactor y mejorar las condiciones de reacción. Nuevamente, su beneficio será discutido una vez seleccionado el modelo cinético adecuado.

9. Diagrama de Flujo

Para poder visualizar de una mejor manera las etapas involucradas en el proceso, en el **Diagrama 2.2** se presentan los principales equipos, corrientes de proceso y de servicio y sus respectivas conexiones. Se incluyen algunas válvulas, puntos de intercambio de calor principales y bombas. Además se muestran las corrientes de reciclo propuestas anteriormente en color amarillo para una mejor identificación.

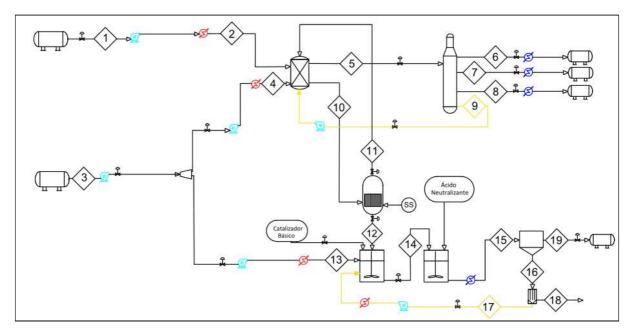


Diagrama 2.2. Diagrama de Flujo preliminar del proceso.

La **Tabla 2.4** reúne la información más destacada correspondiente al Diagrama de Flujo preliminar del proceso; en algunas corrientes se desconoce aún ciertas características y condiciones operativas

que luego con el avance del diseño serán completadas, por lo tanto en dichos casos se leerá "a definir".

Tabla 2.4. Referencias del Diagrama de Flujo.

REFERENCIA	DESCRIPCIÓN
1	Agua de Proceso caudal(kg/h): 169.14 Presión: 1 atm Temperatura: T amb
2	Agua de Proceso caudal(kg/h): 169.14 Presión: 50 atm Temperatura: 200°C
3	Aceite de Soja caudal(kg/h): 5535.13 Presión: 1 atm Temperatura: T amb
4	Aceite de Soja usado caudal(kg/h): 2920.36 Presión: 50 atm Temperatura: 200°C
5	Corriente de Producto deseado caudal(kg/h): 2786 Presión: 50 atm Temperatura: 260°C
6	Fracción rica en ácido Linolénico caudal(kg/h): 220 Presión: A definir Temperatura: A definir
7	Fracción rica en ácido Linoleico caudal(kg/h): 1360 Presión: A definir Temperatura: A definir
8	Mezcla de ácidos Oleico, Palmítico y Esteárico caudal(kg/h): 930 Presión: A definir Temperatura: A definir
9	Fondo de Destilación (Reciclo Propuesto) caudal(kg/h): 276 Presión: A definir Temperatura: A definir
10	Corriente de Agua dulce a salida de la torre caudal(kg/h): 11815.75 Presión: 50 atm Temperatura: 260°C

	T
11	Reciclo de Agua a la salida del evaporador caudal(kg/h): 11512.3 Presión: A definir Temperatura: A definir
12	Corriente de Glicerol concentrado caudal(kg/h): 303.45 Presión: A definir Temperatura: A definir
13	Aceite de Soja Usado caudal(kg/h): 2614.77 Presión: 1 atm Temperatura: 200 °C
14	Corriente de Producto deseado (84% MG y DG) caudal(kg/h): 2918.23 + Corriente de catalizador a definir Presión: 1 atm Temperatura: 260°C
15	Corriente de Salida de Neutralización caudal(kg/h): 2918.23 + Productos de neutralización de Cat (a definir) Presión: 1 atm Temperatura: A definir
16	Glicerol remanente + Productos de Neutralización caudal(kg/h): 85 + Prod. de Neutralización composición(% en peso del componente mayoritario): Presión: 1 atm Temperatura: A definir
17	Glicerol remanente (Reciclo Propuesto) caudal(kg/h): 85 Presión: 1 atm Temperatura: A definir
18	Productos de Neutralización caudal(kg/h): A definir Presión: A definir Temperatura: A definir
19	Corriente productos glicéridos caudal(kg/h): 2833.23 Presión: 1 atm Temperatura: A definir

10. Conclusiones

Alcanzado el final del presente capítulo, se puede concluir que se ha tomado dimensión de la magnitud y complejidad de la planta en cuanto a cantidad de etapas de operación y sistemas, y de los caudales a procesar para lograr el objetivo definido en el alcance del proyecto.

Además, se ha investigado acerca de los métodos de producción llevados a cabo por reacciones con y sin uso de catalizadores. Se ha optado por el proceso Colgate Emery como método más conveniente para realizar la hidrólisis, mientras que para la glicerólisis se optó por el método de catálisis homogénea con catalizador alcalino para llevar a cabo la reacción.

Por otro lado, se ponderó un valor de Efectividad General del Proceso según distintos criterios adoptados y valores de referencia.

11. Bibliografía

11.1 Artículos científicos y sitios web

- Bryan Salazar López. (2019). Ingeniería Industrial Online. Eficiencia Global de los Equipos. https://www.ingenieriaindustrialonline.com/gestion-de-mantenimiento/eficiencia-global-de-los-equipos-oee/
- 2. Wang, W. C., Turner, T. L., Stikeleather, L. F., & Roberts, W. L. (2012). Exploration of process parameters for continuous hydrolysis of canola oil, camelina oil and algal oil. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 57, 51-58.
- 3. Montañez, A. A., Rincón, P. C. N., Miranda, S. M. R., & Núñez, J. A. G. (2008). Tecnologías para la obtención de oleoquímicos provenientes del aceite de palmiste. *Boletines técnicos*, (24), 60-60.
- 4. Spitz, L. (2016). Semi-Boiled and Integrated Saponification and Drying Systems. In *Soap Manufacturing Technology* (pp. 117-132). AOCS Press.
- 5. Bastida Rodríguez, J. (2011). Análisis y simulación de un reactor de lecho fijo de naringinasa inmovilizada en vidrio poroso.
- 6. Estrada Díaz, S. E. (1999). Desarrollo de un proceso para la obtención de monoestearato de glicerilo.
- 7. Luo, H., Zhai, Z., Fan, W., Cui, W., Nan, G., & Li, Z. (2015). Monoacylglycerol synthesis by glycerolysis of soybean oil using alkaline ionic liquid. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, *54*(18), 4923-4928.
- 8. Schaich, K. M. Lipid Oxidation: New Perspectives on an Old Reaction. Bailey's Industrial Oil and Fat Products, 1-72.
- 9. López Sánchez, M., Triana Méndez, J., Pérez Galván, F. J., & Torres Padrón, M. E. (2005). Métodos físicos de separación y purificación de sustancias orgánicas.

- 10. Ortiz, Á. V., Pico, R. I., & Tovar, C. T. (2017). Alternativas para el aprovechamiento integral de residuos grasos de procesos de fritura. *Teknos Revista Científica*, 17(1), 21-29.
- 11. Morales, W. G., Polich, N., Sequeira, A., Chamorro, E., & Herrero, E. (2010). PURIFICACIÓN DE GLICEROL OBTENIDO A PARTIR DE SÍNTESIS DE BIODIESEL DE ACEITE CRUDO DE ALGODÓN. *Avances en Energías Renovables y Medio Ambiente*, 14(6), 25-30.
- 12. Agua y Saneamientos Argentinos Sociedad Anónima. Parámetros de Calidad del Agua de Red https://www.aysa.com.ar/
- 13. San Martín Ederra, F. (2018). Ampliación de instalación de planta de procesado de oleínas añadiendo una actividad de fabricación de escualano a partir de escualeno de origen vegetal y una línea de destilación de ácidos grasos y línea de extracción de insaponificables. OLEOFAT TRADER S.L. (Navarra).
- 14. Milliren, A. L., Wissinger, J. C., Gottumukala, V., & Schall, C. A. (2013). Kinetics of soybean oil hydrolysis in subcritical water. Fuel, 108, 277-281.

11.2 Programas de Cálculo y Simulación

- Office Excel (Nº de versión 2013). (2020). Windows. Mar del Plata, Buenos Aires, Argentina: Microsoft.
- AUTOCAD 2D (Nº de versión 2018). Software de Diseño Asistido. (2020). Windows.
 Mar del Plata, Buenos Aires, Argentina: AutoDesk.
- *MathCad* (№ de versión V.14). (2020). *Software de Cálculo Avanzado*. Windows. Mar del Plata, Buenos Aires, Argentina: Parametric Technology Corporation.







CAPÍTULO 3 Diseño de los Reactores Químicos



CONTENIDOS:

- Introducción y Objetivos
- Dimensionamiento de los Reactores
- Especificaciones Constructivas
- Diseños Térmicos
- Sistemas de Control

Capítulo 3: Diseño de los Reactores Químicos

1. Introducción y objetivos

En este capítulo se buscará el diseño óptimo de los dos reactores químicos involucrados en el proceso productivo de la planta: el reactor de hidrólisis y el reactor de glicerólisis. No solo se dimensionarán los modelos elegidos, sino que también se definirán las condiciones de operación con mayor detalle que lo mencionado en capítulos anteriores, se propondrán los elementos de control de cada uno, se calcularán los requerimientos energéticos para poder mantener dichas condiciones, y se especificarán materiales de construcción, etapas, y carga de catalizador en el proceso que así lo requiera.

Antes de elegir cierto tipo de reactor específico, es muy importante detallar qué información se requiere para poder hacer un planteo lógico que conduzca a un diseño coherente y, dentro de las distintas alternativas, permita seleccionar la óptima.

Propiedades del sistema:

- Reacción
 - Esquema de reacciones
 - Velocidad de reacción
 - Equilibrio químico
 - Entalpía de reacción
 - Dependencia con la temperatura
- Catalizador
 - Composición
 - Propiedades

Los distintos factores mencionados anteriormente, forman la base del análisis que se realizará para poder decidir con criterio entre una u otra variante de sistema de reactores e intercambiadores de calor.

A continuación, dentro de cada subsección, se informarán de forma detallada los datos más relevantes correspondientes a cada parámetro de estudio, tanto para el proceso de Hidrólisis como para el de Glicerólisis.

2. Reactor de Hidrólisis

2.1 Dimensionamiento

Como se mencionó en el Capítulo 2, la reacción de hidrólisis consiste en la ruptura de las moléculas de triglicéridos por medio de las moléculas de agua. En esta reacción, en donde los reactivos son el agua y el aceite que provienen de la alimentación, forman dos fases líquidas creando un sistema heterogéneo. La reacción de hidrólisis ocurre en la fase lipídica en donde los ácidos grasos y el glicerol son liberados, el agua se disocia y el ión hidroxilo ataca nucleofílicamente al carbono

carbonílico, separando una cadena de ácido graso por cada molécula de agua reaccionada **Figura 3.1** [1]

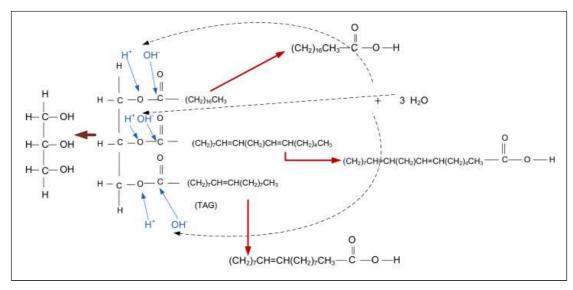


Figura 3.1. Reacción de hidrólisis de una molécula de Triglicéridos.

De acuerdo a estudios realizados, se requieren tres pasos para que se lleve a cabo la reacción y el desplazamiento hacia los productos depende fuertemente de las condiciones de operación. En la primera etapa de la reacción de hidrólisis, se produce una pequeña cantidad de ácidos grasos. En ese momento se forma una emulsión y la velocidad de reacción es baja, esta etapa es denominada "Hidrólisis Emulsiva" o "Período de Inducción".^[2]

Tan pronto como la emulsión del período de inducción desaparece, se produce un periodo de reacción con mayor velocidad debido a que a medida que la reacción ocurre, la polaridad de la fase oleosa aumenta debido a un aumento de la composición de ácidos grasos, monoglicéridos y diglicéridos en la misma. Este aumento en la polaridad permite una mayor solubilidad del agua en la fase oleosa provocando un aumento en la velocidad de reacción. Esta etapa es llamada "Hidrólisis Rápida".

La disminución de los glicéridos y el aumento de la concentración de glicerol conduce la reacción hacia la dirección inversa reduciendo la velocidad. Esta es la última etapa y es llamada "Hidrólisis Terminal". [3] Para evitar esta disminución en la velocidad, se realizaron diversos estudios en los cuales se propone retirar el glicerol producido en una corriente de salida llamada "Agua dulce", la cual está compuesta por agua y glicerol. Por otro lado también se ha propuesto trabajar a altas temperaturas para aumentar la solubilidad de agua en triglicéridos, debido a que la constante dieléctrica del agua es inversamente proporcional a la temperatura, es decir que su comportamiento es semejante al de los compuestos polares en dichas condiciones. [4]

De los estudios realizados sobre el proceso en cuestión, se pueden destacar algunas variables de operación que serán tenidas en cuenta a la hora del diseño y la simulación del reactor:

Relación de caudal de Agua-Aceite: Se encontró que las altas relaciones de caudales de Agua sobre el Aceite a la entrada del reactor aumenta notablemente la velocidad de reacción.^[5]

Temperatura de Reacción: El aumento de la temperatura de reacción favorece a la solubilidad de agua en la fase oleosa, así como también aumenta la velocidad de difusión de las moléculas entre las fases y contribuye al aumento de velocidad de reacción en cuanto a la cinética $(k_{rxn} \propto Temp)$. [6] Es por ello que es de gran importancia que el proceso se lleve a cabo a altas temperaturas y en consecuencia a altas presiones para evitar el cambio de fase (líquido-vapor) del agua y la reacción se produzca exclusivamente en forma líquida.

Tiempos de Residencia: Se deberán contemplar tiempos de residencia con los que se logre alcanzar la conversión requerida para el proceso, este ítem determinará la velocidad de entrada de los reactivos al reactor y su volumen.

2.1.1 Modelo cinético

Debido al interés creciente de los procesos de hidrólisis química de aceites vegetales y grasas animales, se realizaron numerosos estudios de distintos autores en donde se analiza el comportamiento de las reacciones químicas involucradas y de los fenómenos de transporte en distintas disposiciones de reactores.

Sturzenegger (1951) realizó un estudio experimental sobre la hidrólisis de distintos aceites vegetales y sebo de animal a temperaturas de entre 225°C y 280°C. En tal estudio se consideró una reacción de tres etapas reversibles, en las cuales se obtienen los correspondientes intermediarios de reacción (glicerol, monoglicéridos y diglicéridos). Las corridas experimentales se llevaron a cabo utilizando un reactor batch a distintas presiones y temperaturas, obteniéndose así las constantes cinéticas para cada tipo de materia prima. El autor finalmente concluyó que el modelo se ajustaba correctamente a una cinética de primer orden y no dependía de los intermediarios de reacción. Además se obtuvieron datos del comportamiento de la reacción para distintas temperaturas, relaciones molares de reactivos y presiones. Este estudio fue aprovechado ampliamente por otros autores para utilizar sus datos experimentales y proponer distintos modelos. [8]

La principal y recurrente hipótesis presentada por los autores, es que la hidrólisis se produce en la fase oleosa a altas presiones y temperaturas, por lo que a medida que la reacción avanza aumenta la concentración de ácidos grasos en dicha fase y en consecuencia la solubilidad del agua aumenta, así como la velocidad de reacción. Estos fenómenos involucran un transporte de masa entre ambas fases los cuales son complejos de modelar cuando además existen reacciones químicas simultáneas.

Es por ello que autores como *Milliren (2013)* postulan cinéticas de reacción del tipo autocatalíticas obteniéndose buenos resultados cuando se los analiza en reactores discontinuos.^[9]

Finalmente *Jones* (2019) modeló el comportamiento de la reacción hidrólisis de aceite vegetal en una columna Spray en contracorriente utilizando volúmenes finitos para integrar el comportamiento de la reacción química y la transferencia de masa entre la fase oleosa y la fase acuosa. Este modelo fue validado utilizando seis corridas experimentales basándose en las hipótesis propuestas por *Jeffreys* (1961). En la **Tabla 3.1**, se muestra un resumen sobre los modelos propuestos por cada autor seguido del modelo seleccionado para el presente trabajo .^[10,11]

Tabla 3.1. Resumen de autores y modelos propuestos para el proceso en cuestión.

AUTOR	TIPO DE REACTOR	CINÉTICA DE REACCIÓN	CONDICIONES DE PROCESO
Namdev . ^[7]	Batch, CSTR, TUB	Reversible y Pseudo primer Orden	T = 240°C P = 50 atm a 60 atm
Sturzenegger . ^[8]	Batch	Reversible y Pseudo primer Orden	T = 225°C a 280°C P = 30 atm a 63 atm
Milliren . ^[9]	Batch	Tres etapas Reversibles - Autocatalítica	T = 250°C a 300°C P = 50 atm
Jeffreys . ^[10]	Columna Spray en Contracorriente	Irreversible y Pseudo primer Orden	T = 230°C a 260°C P = 40 atm a 50 atm

Luego de evaluar las condiciones de operación estudiadas y las consideraciones tenidas en cuenta por cada autor, se decide continuar utilizando el modelo de *Milliren* debido a que representa un cinética compleja con sus respectivas etapas reversibles y además incluye el aumento de la velocidad de reacción por la contribución autocatalítica (Figura 3.2). Por otro lado el modelo también fue validado experimentalmente reportando buenos ajustes.^[9]

$$TG + W \stackrel{k_1,k_{-1}}{\Longleftrightarrow} DG + FFA$$

$$DG + W \stackrel{k_2,k_{-2}}{\Longleftrightarrow} MG + FFA$$

$$MG + W \stackrel{k_3,k_{-3}}{\Longleftrightarrow} Gly + FFA$$

$$TG + W + FFA \stackrel{k_1',k_{-1'}}{\Longleftrightarrow} DG + 2 \cdot FFA$$

$$DG + W + FFA \stackrel{k_2',k_{-2'}}{\Longleftrightarrow} MG + 2 \cdot FFA$$

$$MG + W + FFA \stackrel{k_3',k_{-3'}}{\Longleftrightarrow} Gly + 2 \cdot FFA$$

Figura 3.2. Reacciones Involucradas en el modelo Cinético.

Las constantes cinéticas fueron halladas experimentalmente por *Milliren* a una temperatura de 260°C resultando:

$$\begin{aligned} k_1 &= k_2 = k_3 = 0.02 \; \tfrac{kmol}{h \cdot m3} & ; & k_{-1} &= k_{-2} = k_{-3} = 0.129 \; \tfrac{kmol}{h \cdot m3} \\ k_{1'} &= k_{2'} = k_{3'} = 0.226 \; \tfrac{kmol}{h \cdot m3} & ; & k_{-1'} &= k_{-2'} = k_{-3'} = 1.463 \; \tfrac{kmol}{h \cdot m3} \end{aligned}$$

En el proceso Colgate-Emery se utiliza una columna de Spray en contracorriente para llevar a cabo la reacción. En cambio, para la simulación se utilizó un reactor TUB con flujo ideal para minimizar la complejidad matemática. Las consideraciones principales de dicho modelo de reactor son la disposición de las corrientes en forma paralela, el flujo es ideal (flujo pistón) y el sistema de reacción es homogéneo. Dichas suposiciones implican las siguientes discrepancias entre el volumen calculado y el volumen del reactor real.

- El hecho de suponer que el reactor opera en una sola fase, implica calcular un volumen de reactor menor que el volumen real ya que se desprecian los efectos de transferencia de masa.
- Con la implementación de un TUB para el modelado, solo se puede diseñar en corrientes paralelas, por lo tanto el volumen calculado finalmente será mayor que el volumen real, debido a que la transferencia de masa en contracorriente es más eficiente que en corrientes paralelas.

Teniendo presente todo lo mencionado, se decide calcular el volumen del reactor de la forma mencionada y sobredimensionar en un 10 % para asegurar la conversión deseada.

Realizando un balance de masa por componente en el reactor tubular, se pueden obtener las ecuaciones diferenciales de cada especie involucrada por diferencial de volumen total (Figura 3.3). Se llega a un volumen total debido a que se utiliza la suma de los caudales de agua y aceite de

entrada ya definidos. Asimismo se recuerda que la relación de los caudales másicos de Agua/Aceite en la reacción es de 4:1, valor establecido por *Milliren* el cual se decide respetar para evitar lo más posible las desviaciones respecto al modelo planteado y validado experimentalmente.

$$Q = \frac{m_{TOTAL}}{\rho_{MEZCLA}} = \frac{m_{Aceite} + m_{Agua}}{\rho_{MEZCLA}} = \frac{3562.9 \text{ kg/h} + 14251.3 \text{ kg/h}}{920 \text{ kg/m}^3} = 19.36 \text{ m}^3/h$$

$$\frac{d[F_{TG}]}{dV} = -k_1 \cdot \frac{[F_{TG}] \cdot [F_W]}{Q^2} + k_{-1} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^2} - k_1 \cdot \frac{[F_{TG}] \cdot [F_W] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} + k_{-1} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} + k_{-1} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{FFA}]^2}{Q^3} - k_{-1} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{FFA}]^2}{Q^2} + k_1 \cdot \frac{[F_{TG}] \cdot [F_W] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} - k_{-1} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{FFA}]^2}{Q^3} - k_{-1} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^2} + k_2 \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_W] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} - k_{-1} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{FFA}]^2}{Q^3} - k_{-1} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^2} + k_2 \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_W] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} - k_{-1} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{FFA}]^2}{Q^3} - k_{-1} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^2} + k_2 \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_W] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} - k_{-1} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{FFA}]^2}{Q^3} - k_{-2} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^2} + k_2 \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_W] \cdot [F_{FFA}]}{Q^2} + k_2 \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{W}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} + k_2 \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{W}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} - k_{-2} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{W}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^2} - k_{-2} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{W}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} + k_2 \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{W}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} + k_2 \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{W}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} - k_{-2} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{W}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} - k_{-2} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{W}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} + k_2 \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{W}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} + k_2 \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{W}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3} - k_{-2} \cdot \frac{[F_{DG}] \cdot [F_{W}] \cdot [F_{FFA}]}{Q^3}$$

Figura 3.3. Sistema de ecuaciones diferenciales del modelo cinético.

La resolución del sistema se realiza mediante el método Runge-Kutta utilizando la herramienta Mathcad. Las condiciones iniciales para su resolución son detalladas en la **Tabla 3.2.**

CAUDAL MOLAR (KMOL/H)

TRIGLICÉRIDOS

3.596

DIGLICÉRIDOS

0.64

MONOGLICÉRIDOS

0

GLICEROL

0

0.128

794.742

Tabla 3.2. Condiciones Iniciales del sistema.

Al resolver el sistema, se pueden obtener los caudales molares por componente en función del volumen total del reactor **Figura 3.4.**

ÁCIDOS GRASOS

AGUA

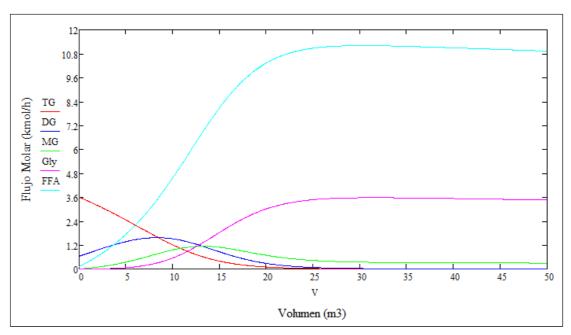


Figura 3.4. Perfiles de caudales molares vs Volumen de reactor.

El criterio de diseño para hallar el volumen óptimo es el de obtener una conversión respecto del reactivo limitante (Triglicérido) del 95%, tal como fue postulado en el Capítulo 2. En la **Figura 3.5** se representa la curva de conversión en función del volumen para cumplir con ese requerimiento.

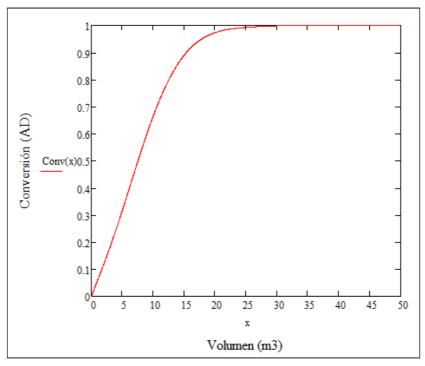
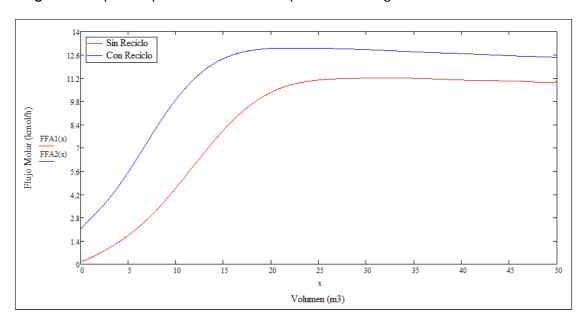


Figura 3.5. Conversión de triglicéridos en función del volumen del reactor.

Se obtiene así un volumen de reactor para la conversión del 95% de $17.84 m^3$.

Debido a la naturaleza autocatalítica de la reacción, se realizaron múltiples simulaciones para evaluar la conveniencia de reciclar un porcentaje de la corriente de producto de tope de la torre, llegando a

un valor óptimo de un 20% en masa ($Reciclo = 2.03 \ kmol_{FFA}/h$) en donde se considera que la composición es 100% de ácidos grasos debido a la baja presencia de las demás especies (monoglicéridos, diglicéridos y triglicéridos). La implementación del reciclo redujo levemente la producción de ácidos grasos por lo que se decidió aumentar la corriente alimentación de aceite de manera de lograr la producción especificada en los balance de masa globales del Capítulo 2 $(2640 \ kg/h)$.



En la Figura 3.6 se puede apreciar el cambio en el perfil de ácidos grasos en función del volumen.

Figura 3.6. Perfiles de caudales con y sin reciclo molares vs Volumen de reactor.

Finalmente, en la **Figura 3.7** se puede comparar el volumen de reactor necesario para una conversión del 95% con y sin reciclo incluído.

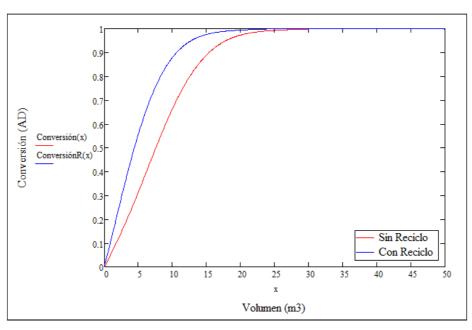


Figura 3.7.Conversión de Triglicéridos vs Volumen de reactor.

Se puede observar un descenso del volumen del reactor para la conversión del 95% respecto del caso base. En resumen, se llega a:

V olumen del Reactor de Hidrólisis = 12.74 m^3

La adición de un reciclo favorece notablemente a la cinética de la reacción, obteniéndose una disminución de un 28% en el volumen del reactor.

Luego para el volumen seleccionado, se obtienen los valores finales de las corrientes a la salida:

Tabla 3.3. Caudales molares a la salida del reactor.

COMPONENTE	CAUDAL MOLAR (KMOL/H)
TRIGLICÉRIDOS	0.183
DIGLICÉRIDOS	0.452
MONOGLICÉRIDOS	0.855
GLICEROL	2.578
ÁCIDOS GRASOS	11.585
AGUA	782.328

Una vez obtenidos los caudales molares de cada componente se calcularon los caudales másicos de entrada y salida a la torre con el reciclo propuesto. Los valores son mostrados en la **Tabla 3.4** en donde además se agregan los valores de los balances predichos en el *Capítulo 2* a modo de comparación. La principal discrepancia se da en los caudales de alimentación los cuales debieron aumentarse para mantener la producción deseada debido a la presencia del reciclo. Por otro lado puede notarse que las magnitudes de entrada y salida al reactor se conservan indicando una correcta conservación de la masa en el sistema.

Tabla 3.4. Caudales másicos de entrada y salida a la torre.

	SIMULACIÓ	N DEL MODELO	BALANCES GLO	BALES (CAP. 2)	
COMPONENTE	ALIMENTACIÓN (KG/H)	RECICLO (KG/H)	SALIDA (KG/H)	ALIMENTACIÓN (KG/H)	SALIDA (KG/H)
TRIGLICÉRIDOS	3135	0	161	2570	129
DIGLICÉRIDOS	392	0	279	321	16
MONOGLICÉRIDOS	0	0	303	0	0
ÁCIDOS GRASOS	36	564	1672	29	2641
AGUA	14251	0	14164	11681	11512
GLICEROL	0	0	235	0	303
TOTAL	17814	564	17814	14601	14601

2.1.2 Modelo del reactor

Como se mencionó antes, el tipo de reactor para el proceso de hidrólisis, es un reactor columna de Spray en contracorriente. Estos reactores poseen forma tubular en disposición vertical, en los cuales la corriente de triglicéridos ingresa por el fondo de la columna por medio de un distribuidor en Spray para proveer gotas pequeñas dispersas (lo que favorece la transferencia de masa) que viajarán hacia la cima de la torre mientras reaccionan con el agua que las rodea. Por otro lado, la corriente de agua ingresa por la cima de la torre por medio de otro distribuidor de líquido en Spray y desciende por diferencia de densidades. Estos equipos también están provistos de vías de entrada de vapor con la finalidad de aumentar la turbulencia y mantener las altas temperaturas. En la **Figura 3.8** se observa un esquema del reactor con la alimentación de reactivos y la salida de los productos, por la parte inferior de la torre se extrae el agua dulce (Agua y glicerol) y por la parte superior la fase liviana (Ácidos grasos, impurezas contenidas en el aceite alimentado y Triglicéridos sin reaccionar).

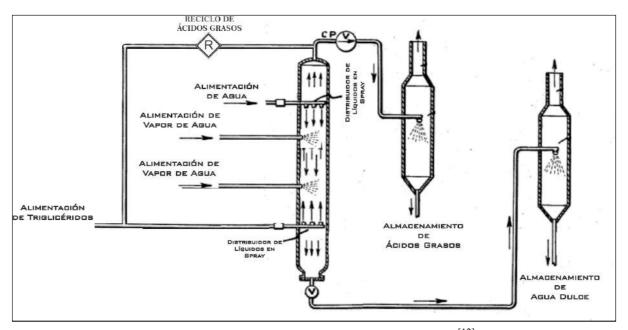


Figura 3.8. Esquema de reactor Spray en contracorriente $\cdot^{[12]}$

2.1.3 Características y Condiciones de operación

2.1.3.1 Presión y Temperatura

Las condiciones de operación en las cuales se llevaron a cabo las corridas experimentales y para las cuales se ajustó el modelo cinético serán las mismas que se adoptarán por el presente trabajo. Asimismo en las secciones posteriores se detallan sus respectivos sistemas de control para asegurar el correcto funcionamiento de la torre y para minimizar las posibles perturbaciones en las variables del proceso (Presión, Temperatura, Flujos y composiciones de entrada).

Presión de Operación = 50 bar

Temperatura de Operación = 260°C = 533 K

La selección de las temperaturas de alimentación se realizó en base a la estabilidad térmica de las especies. Si bien diversos autores utilizan temperaturas iguales a la temperatura de reacción, se debe tener en cuenta que en esos casos los aceites utilizados son de calidad extra virgen y sin uso previo, con lo cual no se está considerando el descenso del punto de humo y de descomposición térmica del aceite .^[13] Para evitar dichos problemas se selecciona una temperatura de alimentación para el aceite de 200°C . Respecto a la alimentación de agua, mediante el uso de tablas de vapor se encuentra que a la presión de trabajo se puede alimentar a temperaturas de hasta 250°C. Asimismo para evitar que se produzcan cambios de fase *líquido-gas*, se propone alimentar el agua a 200°C y mediante la inyección de vapor vivo en la torre se llevará la mezcla a la temperatura de reacción.

2.1.3.2 Volumen

El volumen total del reactor fue calculado anteriormente con el objetivo de obtener una conversión mínima del 95% de triglicéridos y los caudales de las corrientes de alimentación se especificaron para lograr la producción preestablecida. Sumando un 10 % relacionado con la sobreestimación mencionada, se obtiene:

$$V$$
 olumen del Reactor de Hidrólisis = 14.014 m^3

Para alcanzar dicho volumen, debe asegurarse la disponibilidad de los materiales constructivos para el reactor, es por ello que se consultaron diversos catálogos de fabricantes obteniendo como mejor alternativa el uso de tubos sin costura debido a la alta presión de trabajo. Además se decide utilizar un diámetro similar utilizado por diversos autores como *Jones (2019)* para este tipo de reactores. Por lo tanto se procede a calcular la altura de la columna.

$$V$$
 olumen de la Columna = $\pi \cdot \left(\frac{D_{COLUMNA}}{2}\right)^2 \cdot H_{Columna}$

Donde:

$$D_{Columna} = 0.864 m$$

Se llega a:

$$H_{Columna} = 23.86 m$$

2.2 Especificaciones constructivas y accesorios

2.2.1 Entradas y Salidas

La columna dispondrá de dos entradas y dos salidas de corrientes líquidas, produciendo un flujo en contracorriente debido a la diferencia de densidad entre las fases. De la corriente de fondo es extraída el "Agua dulce", una mezcla de agua con glicerol y de la corriente de tope será retirada la fase oleosa compuesta por el producto de reacción y triglicéridos e intermediarios sin reaccionar.

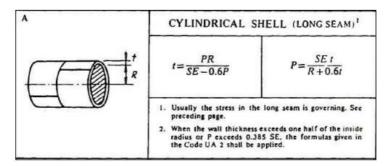
Las corrientes de ingreso a la torre deben pasar por un dispersador de Spray de líquido para asegurar una dispersión de gotas en la columna y asegurar la transferencia de masa y energía. Asimismo, las corrientes de vapor son inyectadas a la torre por dos entradas en donde el vapor es condensado

intercambiando calor latente, con la finalidad de calentar el medio y mantenerlo a la temperatura de reacción.

2.2.2 Materiales

Debido a la naturaleza de los compuestos que forman el sistema de reacción, a las condiciones de operación, y, a los materiales disponibles comercialmente, se decide utilizar acero inoxidable 316 L como material para la construcción de la columna de hidrólisis.

El espesor se calculará utilizando la **Correlación 3.1** correspondiente al **Código ASME**; al espesor calculado se le sumará un grosor denominado "Tolerancia de corrosión". [14]



Correlación 3.1.a. Cálculo espesor cilindros de acero según Código ASME.

		MACA			TYPE 107 12000 TO	SS VALL					SIEEL			
Specif	ication				Мах	imum Allov fi			iply by 1000 at Exceeding		psi),			
Number	Grade	-20 to 100	200	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900	950
SA-240	304	18,6	17,8	16,6	16,2	15,9	15,9	15,9	15.9	15.5	15,2	14,9	14.7	14.
SA-240	304L	15,7	15.7	15,3	14.7	14,4	14	13,7	13.5	13.3	13	-	Series .	Ass
SA-240	316	18,8	18,8	18.4	18,1	18,0	17,0	16,7	16.3	16.1	15.9	15,7	15.5	15.
SA-240	316L	15,7	15.7	15.7	15.5	14.4	13.5	13.2	12.9	12.6	12.4	12,1	-	_

Correlación 3.1.b. Tensión máxima admisible en función de la temperatura según Código ASME.

Donde:

- t: espesor de la columna cilíndrica de acero inoxidable 316 L (mm)
- P: presión interna en la columna (atm)
- R: radio interno de la columna (mm)
- S: esfuerzo del material (atm)
- E: factor de soldadura (0.85)
- C.A.: tolerancia de corrosión (2 mm)

En las condiciones de trabajo:

- Temperatura: 260°C = 500 °F
- S: 14.400 psi = 980 atm
- Presión: Se debe considerar la presión hidrostática y la presión interna (50 atm); la presión hidrostática viene dada por la **Ecuación 3.1**:

$$P_{Hid} = \rho \cdot g \cdot h$$

Ecuación 3.1. Ecuación fundamental de la hidrostática

Donde:

- ρ: densidad de la mezcla = $920 \frac{kg}{m^3}$ tomado un promedio entre la fase oleosa y la fase acuosa dentro de la columna.
- g: aceleración de la gravedad = $9.81 \frac{m}{c^2}$
- h: altura del líquido en el tanque = 23.86 m (Considerando como caso más desfavorable en el que la columna esté completamente llena de líquido)

Luego:

$$P_{Hid} = 2.1 \ atm$$

$$P_{Operación} = 50 atm + 2.1 atm = 52.1 atm$$

Luego, a fines prácticos, se sumará un 10% a la presión de operación como propone el Código ASME y por otro lado se sumará 2 atm a la presión de operación y se tomará el valor más alto como presión de diseño, lo que permite obtener:

- P1 = 1.1 * 52.1 atm = 57.31 atm. (Presión de diseño)
- P2 = 2 atm + 52.1 atm = 54.1 atm.

Se utiliza entonces P1 como presión de diseño para calcular el espesor de la pared de la columna.

Finalmente, se obtiene un espesor del tanque de $33 \ mm$. El diámetro exterior del tanque por lo tanto es:

$$D_{t,ext} = 864 \ mm + 2 \cdot 33 \ mm = 930 \ mm$$

2.3 Diseño Térmico

2.3.1 Energía liberada/consumida por reacción

Para evaluar la necesidad de un suministro de energía en la columna, se debe tener conocimiento de la naturaleza térmica de la reacción que se lleva a cabo. Para las condiciones del proceso, el calor de reacción reportado por *Milliren (2013)* fue de:

$$\Delta H_{rxn}(260^{\circ}C) = -29 \frac{KJ}{mol \text{ Åc. Linoleic}}$$

Esto indica que la reacción es de naturaleza exotérmica y se tendrá en cuenta el calor de generación a la hora de realizar el cálculo de pérdidas por convección hacia el exterior de la columna.

Con los balances obtenidos en la **Tabla 3.4** se calcula el caudal molar de ácidos grasos producidos utilizando la masa molar del ácido graso más presente en el aceite de soja (Ácido Linoleico).

$$Producci\'on = 2672 \frac{kg \ \'acido \ linoleico}{kg \ tope} \cdot \frac{1 \ mol \ \'acido \ linoleico}{0.28045 \ kg \ \'acido \ linoleico} = 9527 \ mol \'Ac/h$$

Seguidamente se calcula el calor generado por la reacción.

$$Q_G = 2.646 \frac{mol_{Acido}}{seg} \cdot (-29 \frac{KJ}{mol Ac. Linoleico}) = -76.75 \text{ kW}$$

2.3.2 Calor Transmitido

Para posibles operaciones de mantenimiento y control, los operarios deberán tener acceso a la columna de hidrólisis y para ello se debe garantizar la seguridad de los mismos minimizando los posibles peligros. Por otro lado las pérdidas de calor hacia el exterior pueden acarrear altos costos energéticos para operar en las condiciones deseadas. [15] Es por ello que es común ver que este tipo de equipos se encuentran aislados térmicamente en la industria.

Antes de realizar el cálculo de aislamiento se debe tener presente que la columna de hidrólisis estará ubicada en exterior de la planta debido a las condiciones de operación a alta presión y temperatura, con el fin de salvaguardar la seguridad de los trabajadores. Asimismo la columna de hidrólisis debe tener una altura de 23.86 metros y un diámetro de 0.86 metros, por lo que es difícil encontrar este tipo de equipos dentro de una planta de procesamiento, sino que generalmente están ubicados en el exterior de la misma. En consecuencia, al realizar el cálculo de pérdidas de calor, se deberá tener en cuenta la convección externa forzada con el fin de llegar a un valor confiable.

Consideraciones:

- La temperatura de Operación dentro de la columna es constante y uniforme, por lo que no se considera resistencia a la convección en el interior, ergo la temperatura de la torre es igual a la temperatura de la pared interna.
- Convección externa forzada.
- Se supone una temperatura exterior promedio de 20°C.

El flujo de calor a través de las paredes de la columna puede visualizarse en la **Figura 3.9** en donde se plantea un flujo desde el interior hacia el exterior, debido a la diferencia de temperaturas (Fuerza impulsora) y se observan los demás mecanismos de transferencia en estado estacionario (Conducción, Convección y Radiación).

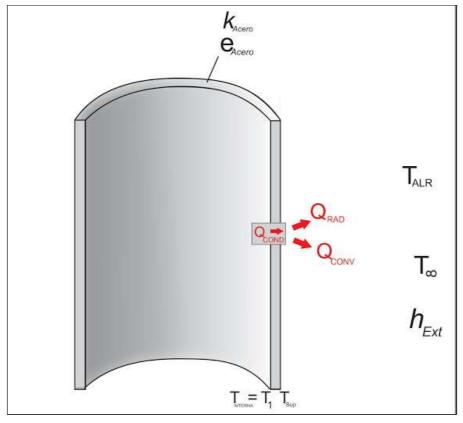


Figura 3.9. Flujos de calor presentes en el reactor sin aislación.

Luego se definen los parámetros conocidos y se procede al cálculo utilizando las ecuaciones de transferencia de calor para los fenómenos presentes.

$$T_{\infty} = 293K$$
 ; $T_{INTERNA} = 533 K$; $T_{ALR} = 293 K$

Conducción en la pared:

La velocidad de transferencia por conducción se expresa según la ley de Fourier de la conducción de Calor:

$$Q_{COND} = -k_{Acero} \cdot A \cdot \frac{dT}{dr}$$

Integrando para el espesor de la torre, se llega a:

$$Q_{COND} = k_{acero} * \frac{2*\pi*L}{ln(r2/r1)} * (T_1 - T_{Sup})$$

Siendo:

 Q_{COND} : Flujo de Calor transferido, $\it W$

r2,r1: Espesor de la torre, m

k: Conductividad térmica del acero inoxidable 316, $W/m \cdot K$

L: Altura de la columna, m

Convección hacia el exterior:

La velocidad de transferencia por convección se expresa según la ley de enfriamiento de Newton:

$$Q_{CONV} = h_{conv} \cdot A \cdot (T_{Sup} - T_{\infty})$$

Donde:

 Q_{CONV} : Flujo de Calor transferido, W

 h_{conv} : Coeficiente de transferencia de calor por convección, $W/m^2 \cdot {}^{\circ}C$

 $T_{\scriptscriptstyle \infty}$: Temperatura ambiente, K

A: Área lateral del cilindro que conforma la columna, m^2

Radiación hacia el exterior:

Finalmente, la velocidad de transferencia de calor por radiación es calculada según la ley de Stefan-Boltzmann, para el caso en el que la temperatura de los alrededores se asemeja a la temperatura ambiente y el medio de los alrededores es aire a presión atmosférica:

$$Q_{RAD} = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_{Sup}^{4} - T_{ALR}^{4})$$

Donde:

 Q_{RAD} : Flujo de Calor transferido, W

ε: Emisividad del acero inoxidable 316, AD

 σ : Constante de Stefan-Boltzmann, $W/m^2 \cdot K^4$

 T_{ALR} : Temperatura de los alrededores, K

A : Área lateral externa del cilindro que conforma la columna, m^2

Por otro lado es posible utilizar un coeficiente de transferencia de calor combinado para los mecanismos de radiación y convección externa para simplificar los cálculos siempre y cuando la temperatura de los alrededores sea semejante a la T_∞ , lo que permite llegar a:

$$Q_{TOTAL} = Q_{CONV} + Q_{RAD} = h_{conv} \cdot A \cdot (T_{Sup} - T_{\infty}) + \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_{Sup}^{4} - T_{ALR}^{4})$$

$$Q_{TOTAL} = h_{Comb} \cdot A \cdot (T_{Sup} - T_{\infty})$$

Donde:

$$h_{Comb} = h_{Conv} + h_{RAD} = h_{Conv} + 4 \cdot \varepsilon \cdot \sigma \cdot T_{Sup}^{3}$$

La temperatura de la pared superior es inicialmente supuesta, para poder calcular las propiedades del aire a la temperatura de película, posteriormente se calculan las pérdidas de calor y luego se verifica la suposición realizada. En este caso se omiten todos los pasos mencionados, informando el valor final de la temperatura de la superficie ya verificada.

$$T_{Sup} = 241 \, ^{\circ}C$$

Para realizar el cálculo del coeficiente de convección externa forzada, se utiliza una correlación para un cilindro vertical con flujo cruzado, tomando las propiedades termodinámicas del aire a la temperatura intermedia entre la de la pared y la ambiente ($T_{Pelicula}$) informadas en la **Tabla 3.5**.

$$T_{Pelicula} = (T_{Sup} + T_{\infty})/2 = (241^{\circ}C + 20^{\circ}C)/2 = 130, 5^{\circ}C$$

PROPIEDAD	UNIDADES	VALOR			
NÚMERO DE PRANDTL (Pr)	AD	0.7041			
VISCOCIDAD CINEMÁTICA (v)	m^2/s	$2.745 \cdot 10^{-5}$			
VISCOCIDAD DINÁMICA (μ)	kg·m/s	$2.345 \cdot 10^{-5}$			
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA (k_{Aire})	$W/m \cdot K$	0.03374			

Tabla 3.5. Propiedades del Aire a la temperatura de Película.

Luego se calcula el número de Reynolds con una velocidad del aire catalogada como "Brisa fresca" según la escala de Beaufort (Tabla 3.6) lo cual le corresponde un valor de $8\ m/seg$. Seguidamente se calcula el número de Nusselt con la correlación antes mencionada y luego el valor del coeficiente de transferencia de calor para la convección forzada .[A]

Nombre	Beaufort	Nudos	Metros / Segundo	Kilómetros / Hora	Millas / Hora
	В	kt	m/s	Km/h	MPH
Calma	0	menor a 1	menor a 0.5	menor a 2	menor a 1
Aire Ligero	1	1 a 3	0.5 a 1.4	2 a 5	1 a 4
Brisa Ligera	2	4 a 6	1.5 a 2	6 a 11	5 a 7
Brisa Suave	3	7 a 10	3 a 4	12 a 19	8 a 11
Brisa Moderada	4	11 a 16	5 a 7	20 a 29	12 a 18
Brisa Fresca	5	17 a 21	8 a 10	30 a 39	19 a 24

$$Re = \frac{V_{Aire} \cdot D_{Columna}}{v} = 220000$$

Nusselt := 0.3 +
$$\frac{\frac{1}{2} \cdot \frac{1}{3}}{\frac{1}{2} \cdot \frac{1}{3}} \left[1 + \left(\frac{Re}{282000} \right)^{\frac{5}{8}} \right]^{\frac{4}{5}} = 532.01$$

$$\left[\frac{2}{1 + \left(\frac{0.4}{Pr} \right)^{\frac{3}{3}}} \right]^{\frac{4}{5}}$$

$$h_{conv} = \frac{Nusselt \cdot k_{Aire}}{D_{Columna}} = 20.152 \ W/m^2 \cdot K$$

El coeficiente de transferencia de calor combinado resulta:

$$h_{Comb} = h_{Conv} + h_{RAD} = h_{Conv} + 4 \cdot \varepsilon \cdot \sigma \cdot (T_{Sup})^{3}$$
$$h_{Comb} = 27.7 \ W/m^{2} \cdot K$$

Finalmente, el calor disipado a través de la columna es:

$$Q_{TOTAL} = h_{Comb} \cdot A \cdot (T_{Sup} - T_{\infty})$$

$$A = \pi \cdot D_{ext,columna} \cdot H_{Columna} = 70.884 \ m^{2}$$

$$Q_{TOTAL} = 435 \ kW$$

Para compensar las pérdidas existen diversas alternativas, entre las cuales es posible utilizar un encamisado en la columna y hacer pasar una corriente calefactora, lo cual es una alternativa no muy utilizada para estos equipos debido a las pérdidas de carga producidas, altos costos operativos y de mantenimiento. Por otro lado, se puede aplicar una alternativa más sencilla: recubrir el equipo con un material aislante y calefaccionar inyectando vapor vivo; de esta forma es posible mantener la cara exterior de la columna a temperaturas no peligrosas para los trabajadores.

En la **Figura 3.10** se comparan los materiales aislantes más comunes utilizados para aislación térmica, junto a sus características más importantes en relación a: efecto aislante, generación de residuos, costo de fabricación, etc. [15]

Material (1m ³)	Espesor	Peso	Conductividad	Ahorro energia	Coste energia	Balance ahorro/coste	Residuos	Emisión de CO2	Precio
	min	Ne	W/m.x	MU	AAJ	NU	KE	172	£
Lana de Vidrio	100 (190)	2,55	0,035	14369	96	150	0,09	3,75	6,20
Aglomerado de Corcho	100	11,00	0,045	4993	43	116	1,39	2,64	16,25
Lana de Roca	100 (90)	12,05	0,037	14239	149	95	0,06	17,04	14,84
Perlita expandida	100	15,00	0,05	4494	68	66	0,16	2,10	18,00
Fibra de Algodón	100	2,5	0,039	5761	93,5	61,5	0,12	3,64	*
Espuma de Poliuretano	100	10,00	0,023	21865	384	57	0,09	103,32	17,81
Lana de Cáñamo	100	3,10	0,042	5350	100	53,5	0,02	5,45	8
Panel de Celulosa	100 (30)	23,00	0,039	5761	126	46	0,27	1,29	(25,70)
Poliestireno Expandido	100	1,00	0,046	4885	117	42	0,15	17,27	12,51
Pollestireno Extruido	100	3,00	0,036	14634	351	41,5	0,15	51,81	11,62
Placa de Lino	100	3,10	0,040	5617,5	152	37	0,01	3,05	
Fibras de madera+EPS	100	0,40	0,06	3745	646	10	0,15	31,5	

Figura 3.10. Características de los materiales aislantes más utilizados.

Luego, se propone realizar un recubrimiento con espuma de Poliuretano, siendo el material más utilizado en la actualidad debido al gran efecto aislante y a la extrema facilidad de colocación, basándose ésta en un sopleteado con poliuretano en forma de "spray", permitiendo que al entrar en contacto con el aire y a presión atmosférica, se adhiera y expanda generando una capa de normalmente hasta 100 mm de espesor alrededor de los tanques. [15] Sobre la capa de aislante, se coloca una nueva capa más delgada (2 mm) de acero inoxidable, con el fin de mejorar la resistencia mecánica del tanque en general y proteger al material aislante.

En la **Figura 3.11** se observan los flujos de calor involucrados con el recubrimiento propuesto, seguidamente se procede a realizar el cálculo del espesor del aislante necesario para lograr una temperatura segura en la cara externa del reactor. Se considera 25°C como una temperatura segura y cercana a la temperatura ambiente, lo que provee además una baja fuerza impulsora para las pérdidas de calor.

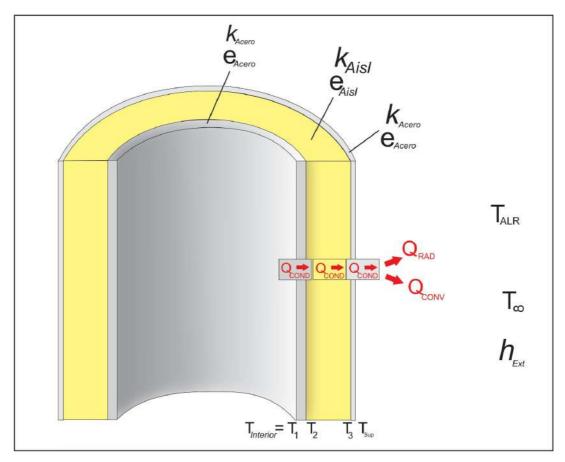


Figura 3.11. Mecanismos de transf. de calor con aislamiento.

Utilizando el concepto de estado estacionario, se llega a la igualdad de calores en todas las interfaces en las cuales existe una transferencia de calor. Con ello se llega a un sistema de ecuaciones útil para hallar las incógnitas del sistema:

$$k_{acero} * \frac{2*\pi*L}{ln(r2/r1)} * (T_1 - T_2) = k_{aislante} * \frac{2*\pi*L}{ln(r3/r2)} * (T_2 - T_3)$$

$$k_{aislante} * \frac{2*\pi*L}{ln(r3/r2)} * (T_2 - T_3) = k_{acero} * \frac{2*\pi*L}{ln(r4/r3)} * (T_3 - T_{Sup})$$

$$k_{acero} * \frac{2*\pi*L}{ln(r4/r3)} * (T_3 - T_{Sup}) = A_{externa} * h_{externo} * (T_{Sup} - T_{Alr}) + \varepsilon * A_{externa} * \sigma * (T_{Sup}^4 - T_{Alr}^4)$$

Del sistema anterior se desea obtener una $T_{Sup}=25^{\circ}C$ de acuerdo a lo mencionado anteriormente como medida de seguridad para los trabajadores. Por lo tanto, realizando un sistema iterativo en donde se le asignan distintos valores al espesor del aislante (Ergo se definen r_2 y r_3) lo que lleva a un sistema de 3 ecuaciones con tres incógnitas $(T_2, T_3 y T_{Sup})$, se puede obtener finalmente el espesor necesario para la condición deseada.

En este caso se llevó a cabo dicho procedimiento y se resolvió el sistema de ecuaciones exitosamente en el software de cálculo Mathcad, en la **Tabla 3.7** se listan todos los parámetros obtenidos.

Tabla 3.7. Valores utilizados en la resolución del sistema de ecuaciones.

PROPIEDAD	UNIDADES	VALOR
COEFICIENTE DE CONVECCIÓN EXTERNO $(h_{externo})$	$W/m^2 \cdot K$	9
RADIO INTERNO DE LA COLUMNA (r1)	m	0.432
RADIO EXTERNO DE LA COLUMNA SIN RECUBRIMIENTO $(r2)$	m	0.465
RADIO EXTERNO AISLANTE (r3)	m	0.565
RADIO EXTERNO AISLANTE + LÁMINA DE ACERO $(r4)$	m	0.567
ÁREA EXTERNA DE LA COLUMNA $(A_{\it externa}$ $)$	m^2	86.175
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA DE LA COLUMNA $\left(k_{Aisl}\right)$	$W/m \cdot K$	0.023
TEMPERATURA PARED EXTERNA (T_{Sup})	°K	297.6
TEMPERATURA DE LOS ALREDEDORES (T_{ALR})	°K	293

De acuerdo al espesor necesario obtenido, es posible utilizar como aislante a la espuma de poliuretano, la cual luego de ser aplicada correctamente, alcanza un espesor de aproximadamente 10 cm, suficiente para lograr la temperatura deseada en el exterior de la columna.

Finalmente, se calcularon pérdidas de calor en la columna aislada y temperaturas intermedias con los siguientes valores:

$$T_2 = 532.85 K$$

$$T_3 = 297.61 K$$

$$T_{sup} = 297.6 K$$

$$Q_T = 4.1 \; kW$$

Luego de haber calculado las pérdidas de calor y el calor generado por la reacción se procede a calcular el caudal de vapor necesario para mantener el reactor a la temperatura deseada y para aumentar la temperatura de las corrientes que ingresan.

Se espera que el vapor que ingresa a la columna sea vapor sobrecalentado el cual aporta calor sensible debido al enfriamiento hasta la temperatura de saturación a la presión de operación, luego calor latente debido a la condensación y calor sensible nuevamente por el enfriamiento hasta la temperatura de reacción.

Autores como *Bernabey (1948)* sugiere la aplicación inyecciones de vapor con una fuerza impulsora de alrededor de 10 bar respecto de la presión de operación del reactor $(P_{Op} = 50 \ bar)$. Por lo que sujetos a este dato y a información bibliográfica, la presión de vapor utilizada para la columna es de 60 bar en estado de sobrecalentamiento, a una temperatura de 300°C. [16]

Para esas condiciones se encuentra el valor de la entalpía de cambio de estado mediante el uso de tablas termodinámicas:

$$P_{Vap} = 60 \ atm$$
 ; $T_{Vap} = 300 \ ^{\circ}C = 573 \ K$
$$\Delta H_{Cond}(50 \ bar) = 1571 \ \frac{KJ}{Kg \ vapor}$$

Mediante un balance de energía en la columna, incluyendo las corrientes de entrada a la misma, las pérdidas hacia el exterior y la generación de calor por reacción, se llega a:

$$\begin{split} m_{V\,apor} \cdot \left[\begin{array}{c} T_{entrada,V\,apor} \\ \int \\ T_{sat,50\,bar} \\ \end{array} Cp_{V\,apor}(T) + \Delta H_{Cond} + \int \\ T_{op} \\ \end{array} Cp_{Agua\,liq}(T) \right] = m_{Agua} \cdot \int \\ \int \\ T_{entrada,Agua} \\ Cp_{Agua\,liq}(T) + \dots \\ T_{entrada,Agua} \\ Cp_{Agua\,liq}(T) + \dots \\ T_{entrada,Aceite} \cdot \int \\ \int \\ T_{entrada,Aceite} \\ Cp_{Aceite}(T) + \Delta H_{rxn} \cdot F_{Ac.\,Producido} \\ + Q_{P\,\acute{e}rdidas} \\ \end{split}$$

Teniendo los datos de las propiedades termodinámicas y las condiciones del proceso resumidas en la **Tabla 3.8** se puede obtener seguidamente caudal de vapor necesario en el reactor.

Tabla 3.8. Propiedades termodinámicas y condiciones de proceso.

VARIABLE	VALOR
$T_{\it Operaci\'on}$	260 °C
P _{Operación}	50 bar
m_{Agua}	14251 kg/h
m _{Aceite}	3562 kg/h
$T_{Entrada,Agua}$	200 °C

VARIABLE	VALOR
$Cp_{Agua\ liq}$	4650 J/kg · K
Cp_{Aceite}	2662 J/kg · K
Cp_{Vapor}	3700 J/kg · K
ΔH_{Cond}	1571000 J/kgVap
F Ác. Producido	9525 mol Ác/h

$T_{\it Entrada,Aceite}$	200 °C
$T_{\it Entrada, Vapor}$	300 °C

ΔH_{rxn}	-29000 J/molÁc
T ⁵⁰ bar Sat	264 °C

Luego de resolver para m_{Vapor} , se llega a que el caudal de vapor necesario para mantener la columna a la temperatura de reacción y para calentar las corrientes de entrada es de:

$$m_{Vapor} = 2484 \ kg/h$$

Finalmente, los caudales másicos y composiciones de entrada y salida a la columna se presentan en la **Tabla 3.9.**

Tabla 3.9. Flujos de entrada y salida a la columna de hidrólisis,

COMPONENTE	ALIMENTACIÓN (KG/H)	RECICLO (KG/H)	SALIDA (KG/H)
TRIGLICÉRIDOS	3135	0	161
DIGLICÉRIDOS	392	0	279
MONOGLICÉRIDOS	0	0	303
ÁCIDOS GRASOS	36	564	1672
AGUA LÍQUIDA	14251	0	16648
VAPOR INYECTADO	2484	0	0
GLICEROL	0	0	235
TOTAL	20298	564	20298

2.4 Sistema de Control

La automatización y el control en procesos continuos es indispensable y más aún cuando se trabaja en escalas industriales ya que es dificultoso el acceso inmediato a distintas zonas de la planta, por ejemplo debido al tamaño de los equipos o las distancias que se deben recorrer. Además, el principal motivo de su implementación es la necesidad de corregir las condiciones de operación frente a posibles perturbaciones en las variables de proceso.

Se decide utilizar tres tipos de sistemas de control:

• Por realimentación: Estos sistemas consisten en la medición del valor de la variable a controlar con el dispositivo adecuado (medidor-transductor), su comparación con el valor deseado para la variable a controlar, y su corrección mediante alguna acción por parte del controlador sobre la variable manipulada. De esta forma se reduce el error y se trabaja en las condiciones de diseño. La señal enviada por el controlador se dirige hacia el elemento final del sistema de control, generalmente una válvula, que es el instrumento que realmente actúa sobre la variable manipulada. Se utilizan habitualmente sistemas de control de lazo simple. Se utilizan para control de nivel, presión, flujo, temperatura, pH, concentración, etc.

- **De relación:** Es un tipo de control especial del tipo por realimentación, a partir del cual dos corrientes variables son medidas y mantenidas en una relación constante entre ellas. En general, se utiliza para el control de la relación de flujo entre dos corrientes. Para la mayoría de los casos, los dos flujos pueden medirse pero sólo uno puede manipularse.
- **Por cambio de mando:** Se utiliza con el fin de proteger equipos o sistemas frente a situaciones peligrosas. En ciertos casos es necesario un cambio en la forma normal de control, de modo de evitar que alguna variable exceda ciertos valores límite, como por ejemplo nivel o temperatura.

Para este reactor particular, se destacan principalmente dos variables a controlar: presión y temperatura.

2.4.1 Control de temperatura

Se utilizará un sistema de control por realimentación. Se instalará un elemento de medición de temperatura (termocupla, carga fluida, etc) adecuado y se transmitirá la señal a través de un transductor a un controlador. Se comparará el valor de la variable medida con el valor deseado y se enviará una señal a un actuador (válvula reguladora) para que ejecute una acción sobre la variable manipulada (aumento o disminución), que en este caso será el caudal de alimentación de vapor vivo proveniente de una caldera.

2.4.2 Control de presión

Se instalará una válvula de alivio de presión por razones de seguridad, que ante el registro de un valor de presión máximo igual al fijado en dicha válvula, ésta se abrirá para descomprimir el sistema.

3. Reactor de Glicerólisis

3.1 Dimensionamiento

3.1.1 Modelo cinético

Numerosos científicos han llevado a cabo experiencias de laboratorio y han postulado diferentes modelos cinéticos para la reacción de transesterificación de TG con Glicerol con uso de catalizadores alcalinos, en los cuales se ha dado mayor o menor importancia a la reversibilidad de las reacciones involucradas, a la dependencia de la conversión de los reactivos con el grado de miscibilidad de los mismos, la influencia de la presión, temperatura, pH, etc. De todos modos, es amplia la variedad de condiciones de trabajo que se han propuesto como óptimas, en función de la calidad de producto buscado y tipo de catalizador utilizado.

Es por eso, que entre tanta variedad, se ha preferido utilizar como referencia la información proveniente de la experiencia que más se ajuste a los objetivos planteados en el presente proyecto. En el Capítulo 1 se ha definido que uno de los objetivos principales es utilizar el Glicerol formado como subproducto de la Hidrólisis de TG, y darle mayor valor agregado al utilizarlo como reactivo para la formación de glicéridos, ya que el valor de estas sustancias en el Mercado es ampliamente

superior y en Argentina, la oferta de Glicerol es muy alta debido al elevado nivel de producción de Biodiesel. Inicialmente se ha especificado que producir una mezcla de MG y DG con un cierto porcentaje de Glicerol libre y TG sería un producto interesante para introducir al mercado. Iniciando la etapa de diseño, ha sido necesario profundizar aún más en los distintos procesos y eso ha llevado a conocer con mayor detalle los requerimientos del Mercado; se ha descubierto que en Argentina, se utilizan principalmente MG de composición mayor al 90% en peso como aditivos para productos alimenticios para mejorar las propiedades de los mismos y que su producción nacional es muy baja o nula, por lo que son prácticamente en su totalidad productos importados de mercados como India, Malasia o Indonesia [17]. Por lo tanto, se ha presentado una oportunidad para apuntar a dicho mercado, produciendo dado producto con la composición de MG requerida, la cual además debe presentar composiciones en peso menores al 2% de Glicerol y 10% de DG y TG.[18] Luego de presentar el nuevo objetivo de este proceso en particular, se puede decir que se preferirá a aquellos trabajos experimentales en los que se busque un producto con una alta composición de MG.

A fines de evitar ser reiterativos, se presentará a continuación entonces el modelo cinético desarrollado por *Hendrex* y corregido por *Sonntag* en el año 1982 $^{[19,20]}$. Se estudió el comportamiento del sistema Glicerol/Aceite de Maní en un reactor fuertemente agitado a temperaturas relativamente moderadas y en presencia de Hidróxido de Calcio ($Ca(OH)_2$) en solución como catalizador. Para la construcción del modelo, propone utilizar dos ecuaciones reversibles, con cinéticas de del tipo ley de la potencia elementales y la ecuación de Arrhenius (**Ec. 3.1**) para hallar la dependencia de las constantes cinéticas con la temperatura.

Luego:

$$TG+GL \leftrightarrow DG+MG$$
 , k_1,k_{-1}
$$DG+GL \leftrightarrow 2*MG$$
 , k_2,k_{-2}
$$k_i(temp)=A_i*e^{-\frac{Ea_i}{R*temp}}$$
 Ecuación 3.2. Ecuación de Arrhenius.

Donde *TG*: Concentración molar de triglicéridos, *DG*: Concentración molar de diglicéridos, *MG*: Concentración molar de monoglicéridos y *GL*: Concentración molar de glicerol.

Luego, las expresiones de velocidad de reacción son las siguientes:

$$\frac{dTG}{dt} = -k_1 * TG * GL + k_{-1} * DG * MG$$

$$\frac{dDG}{dt} = k_1 * TG * GL - k_{-1} * DG * MG - k_2 * DG * GL + k_{-2} * MG^2$$

$$\frac{dMG}{dt} = k_1 * TG * GL - k_{-1} * DG * MG + 2 * k_2 * DG * GL - 2 * k_{-2} * MG^2$$

$$\frac{dGL}{dt} = -k_1 * TG * GL + k_{-1} * DG * MG - k_2 * DG * GL + k_{-2} * MG^2$$

Donde, k_1, k_{-1}, k_2, k_{-2} son función de la temperatura. La **Tabla 3.10** muestra el factor preexponencial, y la energía de activación correspondiente a cada constante y la entalpía de reacción.

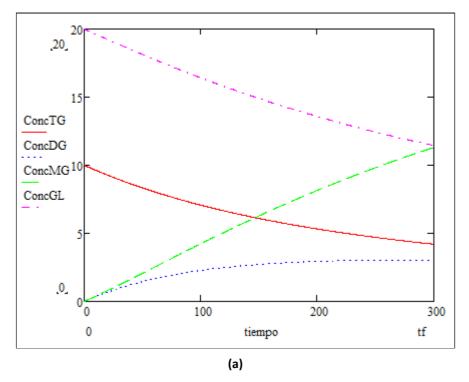
Tabla 3.10. Parámetros de la ecuación de Arrhenius para las constantes cinéticas y entalpías de reacción.

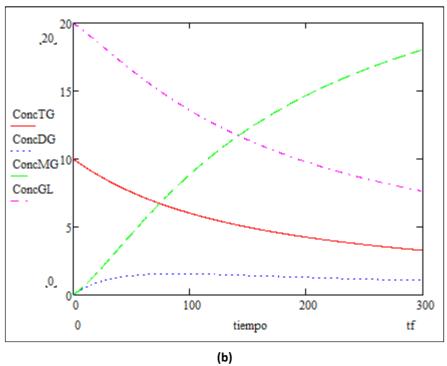
REACCIÓN	CONSTANTE	FACTOR PREEXPONENCIAL <u>A</u> (L/mol*min)	ENERGÍA DE ACTIVACIÓN <u>EA</u> (J/mol)	ENTALPÍA DE REACCIÓN <u>HR</u> (J/mol)
$TG + GL \rightarrow DG + MG$	k_1	0.2764	15700	-31500
$DG + MG \rightarrow TG + GL$	k ₋₁	29.682	47200	31500
$TG + GL \rightarrow 2 \cdot MG$	k_2	7836.2	50500	25800
$2 \cdot MG \rightarrow TG + GL$	k ₋₂	0.0196	24600	-25800

3.1.2 Validación del modelo cinético

Por un lado, se debe remarcar que la reacción de los compuestos glicéridos con los AG presentes en el aceite de alimentación no se tendrán en cuenta, ya que, dicha velocidad de reacción es comparativamente despreciable con la velocidad de formación de MG. Por otro lado, es importante aclarar que los valores de la **Tabla 3.9** fueron obtenidos empleando $Ca(OH)_2$ como catalizador, en una relación de 0.02 kg catalizador/kg aceite y las corridas experimentales se llevaron a cabo con aceite de maní, el cual está formado por triglicéridos con una composición de ácidos grasos distinta a la del aceite de soja; sin embargo, debido a que los ácidos grasos mayoritarios en los triglicéridos de ambos aceites son los mismos (ácidos oleico, linoleico, palmítico, esteárico) se considerará que los resultados del experimento citado son aplicables al caso bajo estudio. Se remarca el entorno de reacción a fin de tener presentes algunos aspectos en el diseño y la selección de las condiciones de operación del reactor, ya que, por ejemplo, la concentración del catalizador es un factor determinante de la velocidad de reacción.

En la **Figura 3.12** se muestran los perfiles temporales de concentración de las especies involucradas a distintas temperaturas y en la **Figura 3.13** se muestran los perfiles de concentración para una dada temperatura en función del tiempo. Estos gráficos fueron obtenidos al resolver el sistema de ecuaciones diferenciales correspondientes a la velocidad de reacción de cada especie en función del tiempo con la herramienta de cálculo Mathcad. Para la resolución, se utilizó el método numérico Runge-Kutta de 4° orden, y con condiciones iniciales correspondientes a la relación estequiométrica de la reacción global GL:TG = 2:1.





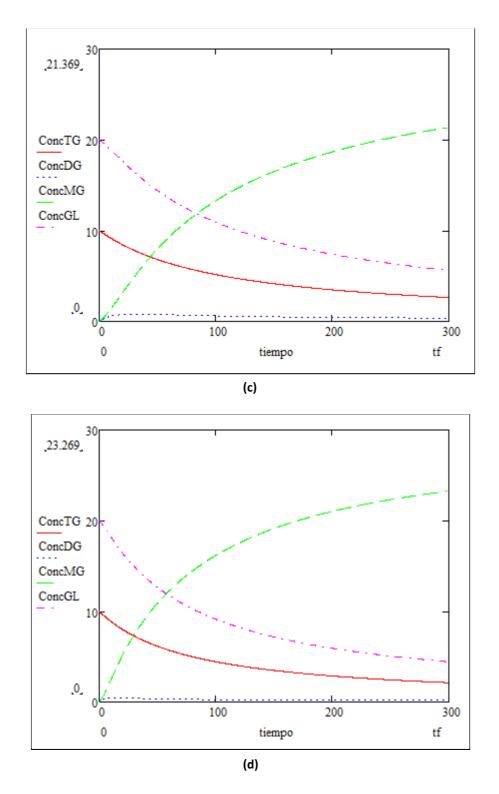


Figura 3. 12. Perfiles de concentración en la glicerólisis de triglicéridos con hidróxido de calcio como catalizador a: (a) 150°C, (b) 200°C, (c) 250°C y (d) 300°C.

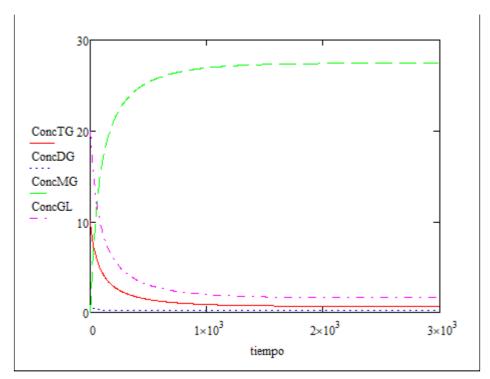


Figura 3. 13. Perfiles temporales de concentración en la glicerólisis de triglicéridos con hidróxido de calcio como catalizador para tiempos de reacción elevados.

Puede observarse que el comportamiento del sistema es coherente debido a una disminución en la concentración de los reactivos TG y GL, bajas concentraciones casi constantes del producto intermediario DG y alta concentración final de MG para tiempos de reacción elevados; además se aprecia cómo se detiene la producción de MG al consumirse los reactivos, lo que concuerda con el balance de masa.

3.1.2 Modelo del reactor

Se ha investigado sobre los reactores utilizados actualmente en la industria para llevar a cabo la reacción bajo estudio y se ha llegado a la conclusión de que la mejor opción es un tanque agitado continuo (TAC), o en su defecto, una serie de ellos (TAS). [21]

Es importante destacar que a las temperaturas de trabajo más comunes (200-260°C) la solubilidad de Glicerol en los compuestos glicéridos es alta en comparación a lo que ocurre a temperatura ambiente, lo mismo ocurre con la solubilidad de los glicéridos en el glicerol, y sumado al efecto de la agitación, es correcto asumir un nivel de homogeneidad lo suficientemente elevado como para considerar que la reacción se lleva a cabo en una sola fase formada por todos los componentes del sistema. Además, se considerará flujo ideal, según la hipótesis de mezclado perfecto, lo que implica que todos los elementos de fluido tienen el mismo tiempo de residencia y se opera con una sola concentración dentro del reactor igual a la concentración de salida del mismo. Por lo tanto, el nivel de conversión de los reactivos dependerá del tiempo espacial (τ) , dado por el cociente entre el volumen de reacción (V) y el caudal volumétrico de alimentación (Q); el volumen para un sistema líquido será constante si el caudal volumétrico es igual en la alimentación y en la salida del tanque.

Finalmente, deberán plantearse los balances de masa para las distintas especies involucradas en la reacción para un reactor tipo TAC y resolverlos simultáneamente. El balance de masa general en estado estacionario para el reactivo limitante "A" en un reactor tipo TAC es:

 $\{V\ elocidad\ de\ entrada\ de\ reactivo\} = \{V\ elocidad\ de\ salida\ de\ reactivo\} + \{V\ elocidad\ de\ consumo\ por\ reacción\}$

Donde:

$$\begin{split} \{V \, elocidad \, de \, entrada \, de \, reactivo\} &= F_{A,0} = Q \cdot C_{A,0} = \frac{W_{A,0}}{PM_A} \\ \\ \{V \, elocidad \, de \, salida \, de \, reactivo\} &= F_{A,s} = Q \cdot C_{A,s} = \frac{W_{A,s}}{PM_A} \\ \\ \{V \, elocidad \, de \, consumo \, por \, reacción\} &= (-r_A)_s \cdot V \end{split}$$

Luego:

$$F_{A0} = F_{As} + (-r_A)_s \cdot V$$

Con:

- $F_{A,0}$: Flujo molar del reactivo A en la alimentación

- $C_{A,0}$: Concentración molar del reactivo A en la alimentación

- W_{40} : Flujo másico del reactivo A en la alimentación

- PM_A : Masa molar del reactivo A

- $F_{A.s}$: Flujo molar del reactivo A a la salida del reactor

- C_{As} : Concentración molar del reactivo A a la salida del reactor

- $W_{A.s}$: Flujo másico del reactivo A a la salida del reactor

- $(-r_A)_s$: Velocidad de consumo por reacción del reactivo A evaluada a la salida

Luego, en la sección siguiente se detallarán las condiciones de operación elegidas a fin de poder determinar un volumen y una conversión definidas para el funcionamiento del reactor en el estado estacionario.

3.1.3 Características y condiciones de operación

3.1.3.1 Presión y Temperatura

Como se mencionó anteriormente, a mayor temperatura, la velocidad de reacción es mayor ya que se favorecen las reacciones directas por sobre las reacciones inversas, por lo tanto la velocidad de formación de MG aumenta. Sin embargo, existe un punto por sobre el cual no se debe operar si se quiere evitar la degradación térmica de los componentes: se encontró el intervalo 260-270°C como rango de temperaturas máximas a la que se trabaja en la industria a presión atmosférica [22,23,24]. Por lo tanto, 260°C será la temperatura elegida para la operación y la presión será 1 atm.

3.1.3.2 Volumen

En general, para cinéticas simples del tipo *Ley de la Potencia*, la conversión de reactivos es mayor para un TAS que para un TAC de volumen igual al volumen total de la serie. Dicho esto, se buscará

una serie de tanques integrada por tantos tanques como se considere óptimo. Teniendo en cuenta tanto la conversión de reactivos, la producción, la composición de la corriente final, el costo de inversión relativo asociado y la complejidad de operación y mantenimiento.

El criterio utilizado para diseñar este reactor fue maximizar la conversión de reactivos, dado que se observaron altas concentraciones de monoglicéridos para tiempos elevados en la **Figura 3.13**. Un criterio distinto y quizás más adecuado, hubiera sido buscar optimizar la productividad, resignando alcanzar altas conversiones.

En este caso, se considerará inicialmente un tiempo de residencia de 6 horas, dado que es el tiempo de reacción en el cual la curva de concentración de Monoglicéridos se acerca al valor un valor constante con un error del 1%. Por lo tanto, se debe tener en cuenta el caudal volumétrico de reactivos para alimentar al reactor, y así poder determinar el volumen de reacción total necesario. Del diseño del reactor de hidrólisis, se obtuvo que el caudal másico de glicerol obtenido luego de su concentración por evaporación donde se separa el agua remanente, es:

$$W_{GL} = 235.336 \, kg/hora$$

Utilizando la densidad del glicerol a la temperatura de alimentación (200°C) se puede calcular el caudal volumétrico de GL:

$$\rho_{GI} = 1240 \ kg/m^3$$

$$Q_{GL}: \frac{W_{GL}}{\rho_{GL}} = 0.19 \ m^3/hora$$

Se debe aclarar entonces la relación molar que se utilizará entre triglicéridos y glicerol; se reportan en bibliografía relaciones molares de GL:TG que varían entre 1:1 hasta 5:1, significando esto condiciones de 100% de exceso de TG en el primer caso, hasta relaciones de 150% de exceso de GL en la relación 5:1, dado que la relación estequiométrica es 2:1 [22,23,24]. En este proyecto, se optará por la relación 2.5:1 ya que, de esa forma, la corriente de salida estará menos contaminada con reactivos sin reaccionar, lo que implica menores costos de separación del producto deseado, el cual como ya se definió, debe poseer bajas composiciones de TG y GL; pero sin embargo permanece el exceso de GL lo que favorece a la velocidad de formación de MG.

Luego, al conocer el peso molar de GL, se calcula:

$$F_{GL,0}$$
: $\frac{W_{GL}}{PM_{GL}}$ = 2558 moles/hora

$$F_{TG,0} = 1023.2 \text{ moles/hora}$$

Al conocer la densidad y composición del aceite a la temperatura de alimentación (200°C) se puede calcular el requerimiento del mismo:

$$\rho_{aceite} = 900 \ kg/m^3$$

$$Q_{aceite}: \frac{F_{TG,0}*PM_{TG}}{\rho_{aceite*}*W_{TG}} = 1.127 \ m^3/hora$$

$$W_{aceite} = 1013.898 \, kg/hora$$

Luego:

$$Q_{total,alimentación\ reactor}: Q_{aceite} + Q_{GL} = 1.316\ m^3/hora$$

Entonces, se puede determinar el volumen de reacción acorde al caudal volumétrico total de alimentación de reactivos, de forma de obtener un tiempo de residencia de 6 horas:

V olumen de reacción:
$$6 \text{ horas} * 1.316 \text{ m}^3/\text{hora} = 7.898 \text{ m}^3$$

El factor de llenado debe ser de como máximo un 80%, por lo tanto el volumen mínimo del reactor es:

$$V$$
 olumen mínimo de reactor = 9.873 m^3

Luego, la cantidad de tanques a utilizar dependerá de los volúmenes comerciales y de la configuración óptima. Se ha encontrado que la gama de volúmenes de tanques de acero inoxidable es muy variada hasta volúmenes de $10\ m^3$, por lo que se comparará la conversión obtenida en series con distintas configuraciones. La comparación entre los grados de conversión alcanzados en cada configuración se presentará en la sección siguiente, "Conversión".

Por último, los reportes científicos citados recomiendan trabajar en una atmósfera inerte para evitar la oxidación de las sustancias, por lo que se utilizará una atmósfera de Nitrógeno (N_2) por ser el más recomendado por los autores y de gran disponibilidad a nivel industrial $^{[22,23]}$.

3.1.3.3 Conversión

Como se mencionó anteriormente, es necesario plantear los balances de materia para cada sustancia involucrada de manera de obtener la conversión final para el volumen del reactor elegido. El balance de masa general para el reactivo limitante ha sido presentado en la sección anterior, para un único tanque. A continuación se presenta el balance de masa para el reactivo limitante A en una serie de N tanques en serie:

$$F_{A,0} = F_{A,s1} + (-r_A)_{s1} * V_1$$

$$F_{A,s1} = F_{A,s2} + (-r_A)_{s2} * V_2$$

$$F_{A,2} = F_{A,s3} + (-r_A)_{s3} * V_3$$
...
$$F_{A,N-1} = F_{A,sN} + (-r_A)_{sN} * V_N$$

Finalmente, se presentan los balances de masa para cada compuesto en la serie de N tanques agitados en serie que opera isotérmicamente a la temperatura máxima permitida de 260°C:

Tanque N°1:

$$TG_0 * Q = TG_{s1} * Q - (-k_1 * TG_{s1} * GL_{s1} + k_{-1} * DG_{s1} * MG_{s1}) * V_1$$

$$DG_{0} * Q = DG_{s1} * Q - (k_{1} * TG_{s1} * GL_{s1} - k_{-1} * DG_{s1} * MG_{s1} - k_{2} * DG_{s1} * GL_{s1} + k_{-2} * MG_{s1}^{2}) * V_{1}$$

$$MG_{0} * Q = MG_{s1} * Q - (k_{1} * TG_{s1} * GL_{s1} - k_{-1} * DG_{s1} * MG_{s1} + 2 * k_{2} * DG_{s1} * GL_{s1} - 2 * k_{-2} * MG_{s1}^{2}) * V_{1}$$

$$GL_{0} * Q = GL_{s1} * Q - (-k_{1} * TG_{s1} * GL_{s1} + k_{-1} * DG_{s1} * MG_{s1} - k_{2} * DG_{s1} * GL_{s1} + k_{-2} * MG_{s1}^{2}) * V_{1}$$

Tanque N°2

$$TG_{s1} * Q = TG_{s2} * Q - (-k_{1} * TG_{s2} * GL_{s2} + k_{-1} * DG_{s2} * MG_{s2}) * V_{2}$$

$$DG_{s1} * Q = DG_{s2} * Q - (k_{1} * TG_{s2} * GL_{s2} - k_{-1} * DG_{s2} * MG_{s2} - k_{2} * DG_{s2} * GL_{s2} + k_{-2} * MG_{s2}^{2}) * V_{2}$$

$$MG_{s1} * Q = MG_{s2} * Q - (k_{1} * TG_{s2} * GL_{s2} - k_{-1} * DG_{s2} * MG_{s2} + 2 * k_{2} * DG_{s2} * GL_{s2} - 2 * k_{-2} * MG_{s2}^{2}) * V_{2}$$

$$GL_{s1} * Q = GL_{s2} * Q - (-k_{1} * TG_{s2} * GL_{s2} + k_{-1} * DG_{s2} * MG_{s2} - k_{2} * DG_{s2} * GL_{s2} + k_{-2} * MG_{s2}^{2}) * V_{2}$$

Tanque N°N

$$TG_{N-1} * Q = TG_N * Q - (-k_1 * TG_N * GL_N + k_{-1} * DG_N * MG_N) * V_N$$

$$DG_{N-1} * Q = DG_N * Q - (k_1 * TG_N * GL_N - k_{-1} * DG_N * MG_N - k_2 * DG_N * GL_N + k_{-2} * MG_N^2) * V_N$$

$$MG_{N-1} * Q = MG_N * Q - (k_1 * TG_N * GL_N - k_{-1} * DG_N * MG_N + 2 * k_2 * DG_N * GL_N - 2 * k_{-2} * MG_N^2) * V_N$$

$$GL_{N-1} * Q = GL_N * Q - (-k_1 * TG_N * GL_N + k_{-1} * DG_N * MG_N - k_2 * DG_N * GL_N + k_{-2} * MG_N^2) * V_N$$

Donde:

- Q: caudal volumétrico de alimentación y de salida de cada tanque
- TG_0 : concentración de TG en la alimentación
- DG_0 : concentración de DG en la alimentación
- MG_0 : concentración de MG en la alimentación
- GL_0 : concentración de GL en la alimentación
- TG_{si} : concentración de TG a la salida del tanque "i"
- DG_{si} : concentración de DG a la salida del tanque "i"
- MG_{si} : concentración de MG a la salida del tanque "i"
- GL_{si} : concentración de GL a la salida del tanque "i"

Luego, en la **Tabla 3.11** se puede comparar la conversión obtenida para cada configuración de tanques con el volumen predefinido, de forma que se podrá elegir aquella que permita alcanzar la conversión esperada (\simeq 90%).

Tabla 3.11. Conversión lograda en función de la configuración del reactor.

CONFIGURACIÓN	CONVERSIÓN DE TG (X)
1 TANQUE	68.4
2 TANQUES DE IGUAL VOLUMEN	77.2

3 TANQUES DE IGUAL VOLUMEN	80.2
3 TANQUES DE VOLÚMENES V/6, V/3 y V/2	80.1
3 TANQUES DE VOLÚMENES V/2, V/3 y V/6	78.9
4 TANQUES DE IGUAL VOLUMEN	82.9
6 TANQUES DE IGUAL VOLUMEN	86

Dichos valores de conversión se obtuvieron luego de resolver los sistemas de ecuaciones algebraicas planteados para cada tanque y las distintas configuraciones, utilizando el software de cálculo Mathcad y aplicando las condiciones iniciales correspondientes mencionadas en la sección "Volumen".

Los valores de conversión logrados son menores a lo esperado; por lo que se decidió aumentar el tiempo espacial (τ) hasta lograr una la conversión deseada, con la configuración más favorable dentro de las opciones analizadas (6 tanques de igual volumen en serie): se llegó a un tiempo espacial de 7.25 horas. Luego:

$$V$$
 olumen de reacción : 7.25 horas * 1.316 $m^3/hora = 9.543 m^3$

El factor de llenado debe ser de como máximo un 80%, por lo tanto el volumen mínimo del reactor es:

$$V$$
 olumen mínimo de reactor = 11.929 m^3

$$V$$
 olumen elegido de reactor = $12 m^3$

Finalmente, bajo operación a temperatura de 260°C y 1 atm de presión y la suposición de mezclado perfecto, en un reactor compuesto por 6 tanques de $2 m^3/tanque$ y con una alimentación de Glicerol y Aceite con relación molar GL:TG = 2.5:1, se obtiene una conversión del 89%.

Luego:

Alimentación:

- 1249.3 kg/h (Aceite y GL)

• Salida:

MG: 1052.4 kg/h

- DG: 0.1 kg/h

- TG: 100.6 kg/h

- GL: 86.1 kg/h

- AG: 10.1 kg/h

Luego, se debe separar el GL remanente en una etapa de decantación o centrifugación ya que su porcentaje en peso es mayor a lo especificado en la calidad del producto; para ello se deberá bajar la temperatura de la corriente de manera de disminuir la miscibilidad de los componentes. Considerando una separación total de dicha fase, se puede calcular:

- Corriente de productos glicéridos: 1163.2 kg/h
- Composición en peso de los productos:
 - wMG = 90.5 %
 - wTG-DG-AG = 9.5 % (mayoritariamente TG)

Se puede comprobar que la composición de los productos satisface los requerimientos impuestos inicialmente.

3.2 Características constructivas y accesorios

3.2.1 Entradas y Salidas

Prácticamente se cuenta con cuatro corrientes que alimentan al reactor de glicerólisis y dos corrientes de salida:

- Alimentación:
 - Aceite de Soja Usado.
 - Glicerol refinado.
 - Catalizador formado por una solución de $Ca(OH)_2$ y Glicerol.
 - N_2 como inerte no condensable que tiene por finalidad prevenir la oxidación de los productos glicéridos dentro del reactor ("Blanketing").
- Salida:
 - Gas: N_2
 - líquido: productos glicéridos y glicerol

3.2.2 Etapas

Como se mencionó en el Capítulo 2, en el proceso de glicerólisis catalizado por una base, se obtienen productos con pH alcalinos, por lo que se debe neutralizar dicha corriente. Industrialmente esta etapa se realiza a continuación de la reacción: la corriente de salida del reactor de glicerólisis es alimentada a un tanque de neutralización, en el que se ingresa una solución de Ácido Clorhídrico (HCl), ácido que se encuentra comercialmente en solución y a precios relativamente económicos. En esta etapa, ocurre la reacción de neutralización:

$$Ca(OH)_2 + 2 * HCl \leftrightarrow CaCl_2 + 2 * H_2O$$

Este proceso de neutralización del catalizador se realiza en caliente antes de eliminar el glicerol remanente, debido a que se produciría la reversión de la reacción, lo que además contribuye a la aparición de problemas relacionados con el color, el sabor y la estabilidad del producto $^{[22,24]}$. Luego, se enfría la corriente de salida formada por los productos glicéridos, el glicerol remanente, el agua y el Cloruro de Calcio ($Ca\ Cl_2$) (productos de la neutralización), y se obtienen dos fases debido a la disminución de la temperatura; a continuación son separadas en un separador centrífugo o en un decantador, siendo más frecuente el primero para procesos continuos y el último para procesos por lotes. El porcentaje de Glicerol que permanece en la fase liviana es mínimo, por lo que se despreciará a priori su presencia en los productos . $^{[22]}$ La fase liviana puede ser purificada para obtener una mayor calidad de producto final.

3.2.3 Catalizador

El mecanismo clásico de la transesterificación de ésteres carboxílicos con alcoholes catalizada por bases líquidas incluye la formación inicial de un ión alcóxido muy reactivo, seguido de la sustitución nucleofílica del grupo acilo del éster, con liberación de un grupo alcóxido del éster original. El catalizador a emplear en este proceso, como ya se mencionó, es el hidróxido de calcio $Ca(OH)_2$. [24]

A continuación se describen sus características principales:

- Se presenta habitualmente como un polvo blanco inodoro
- No es tóxico, aunque el contacto directo con la piel puede provocar irritación
- Se comercializa en cantidades muy variadas y a precios relativamente bajos, en comparación a otras sustancias con características similares.
- Presenta baja solubilidad en agua y el fenómeno conocido como "solubilidad retrógrada" (1.7 g/L a 20°C -0.66 g/L a 100°C)
- Se disocia en iones Ca+2 y OH-
- Naturaleza alcalina (pH 12.5, 12.8)
- Al reaccionar con dióxido de carbono vuelve a su forma de carbonato de calcio de forma espontánea
- Elevada solubilidad en glicerina

El requerimiento de catalizador se calcula utilizando una relación kg catalizador/kg de aceite alimentado igual a 0.02.

Luego:

Requerimiento Catalizador (Puro) =
$$21.8 \text{ kg Ca}(OH)_2/h$$

En base a la cantidad de $Ca(OH)_2$ necesaria, se puede calcular el requerimiento de HCl para la neutralización mediante la relación estequiométrica de la **Figura 3.14.**

$$2 \text{ HCI} + \text{Ca(OH)}_2 \longrightarrow \text{CaCl}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O}$$

Figura 3.14. Reacción de neutralización.

Requerimiento Neutralizante (Puro) =
$$21.5 \text{ kg HCl/h}$$

En cuanto al vehículo que se utilizará para añadir dichas sustancias al reactor y a la etapa de neutralización, se puede decir que:

- El catalizador se alimentará en solución al 50%, utilizando glicerol como solvente.
- El neutralizante se agregará en solución al 40 % en peso, ya que es la mayor concentración comercial que se obtiene en solución y se intenta disminuir lo más posible el ingreso de agua al sistema.

3.2.4 Sistema de agitación

Los tres principales tipos de impulsores son de palas, turbinas y hélices. Si bien existen otros tipos, los mencionados solucionan prácticamente el 100% de todos los problemas de agitación .^[25,26]

Impulsores de pala:

Por lo general son agitadores de palas planas que giran sobre un eje vertical y cumplen eficazmente problemas sencillos de agitación. Las palas giran a bajas o moderadas velocidades en el centro del tanque (menor a 300 rpm), impulsando el líquido radial y tangencialmente, sin que haya prácticamente movimiento vertical a excepción de que las placas se encuentren inclinadas; dicho comportamiento genera régimen laminar de flujo en el interior del reactor. En tanques de gran altura se instalan varias palas, unas sobre otras, en un mismo eje. La longitud total de un rodete de palas comprende entre el 50 y el 80% del diámetro interior del tanque y la anchura de la pala es de 0.15 a 0.1 veces su longitud. Los hay de tipo ancla o de tipo paleta; en ambos casos son aplicables en sistemas con alta viscosidad del medio y generan un campo de flujo tangencial.

Impulsores de turbina:

Generalmente están compuestos de numerosas palas cortas, que giran a medias y altas velocidades (100-300 rpm y 300-1000 rpm respectivamente) sobre un eje montado centralmente en el tanque. Las placas pueden ser rectas o curvas, inclinadas o verticales. El impulsor puede ser abierto, semicerrado o cerrado. El diámetro puede variar entre un 30 y un 50% del diámetro del tanque. Son impulsores efectivos para todo tipo de viscosidad del medio. Ideales para generar flujo turbulento dentro del reactor, logrando una mejor transferencia de temperatura y nivel de mezclado. Las corrientes principales son radiales y tangenciales. Los componentes tangenciales inducen la formación de vórtices y remolinos, los que se evitan utilizando placas deflectoras o mediante un anillo difusor para lograr que la agitación sea más eficaz.

Impulsores de hélice:

El flujo de un impulsor de hélice es axial, trabaja a altas velocidades y se utiliza para líquidos de baja viscosidad. Las hélices pequeñas pueden girar utilizando transmisión directa a una velocidad que varía entre 1150 y 1750 rpm; las hélices grandes pueden girar entre 400 y 800 rpm. Las corrientes de flujo que salen del impulsor continúan a través del líquido en una dirección determinada hasta que chocan con el fondo o las paredes del tanque. Suelen aplicarse en los reactores de gran volumen, en los que generan alta turbulencia y evitan la formación de zonas estancas o volúmenes muertos.

Una vez mencionadas las características principales de los distintos tipos de impulsores, se opta por el impulsor del tipo turbina con el agregado de placas deflectoras para evitar la formación de vórtices. Se procede luego al dimensionamiento y cálculo de potencia consumida.

Se ha definido que se utilizarán 6 tanques de $2\ m^3$ cada uno y que se alimentará N_2 en el espacio sin ocupar de cada tanque con el objetivo de evitar reacciones de oxidación, por lo tanto los tanques deberán estar sellados. Se sabe que para tanques cilíndricos agitados, destinados a la industria química, la relación entre la altura (H) y el diámetro (D) del mismo debe ser H/D = 1, por lo tanto, y utilizando la **Ecuación 3.3**, se obtienen las siguientes dimensiones para cada uno:

V olumen cilindro = $H * \frac{\pi}{4} * D^2$

Ecuación 3.3. Cálculo del volumen de un cilindro.

- H = 1366 mm
- D = 1366 mm

Como se mencionó, se propone emplear agitadores tipo turbina, integrado por un disco y seis palas planas como el que se ve en la **Figura 3.15.**

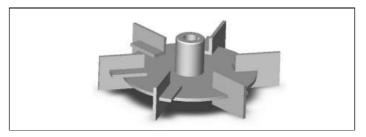


Figura 3.15. Impulsor tipo turbina de disco y 6 palas planas. $^{\left[26\right] }$

Este tipo de impulsor genera el tipo de flujo necesario para homogeneizar adecuadamente las propiedades del sistema y la facilidad de su construcción y simplicidad de detalle lo vuelven más económico que otros tipos de impulsores del tipo turbina o hélice. Ver **Figura 3.16.**

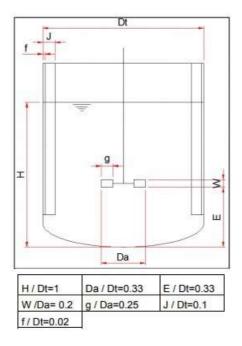


Figura 3.16. Relaciones geométricas para agitador con impulsor tipo turbina de disco con seis palas planas.

Luego, se pueden definir todas las dimensiones del agitador a partir del diámetro del tanque; éstas son:

- Da: diámetro impulsor = 450.6 mm
- E: separación entre el impulsor y el fondo del tanque = 450.6 mm
- W: altura de las palas = 90.1 mm

- g: anchura de las palas = 112.7 mm
- J: anchura de las placas deflectoras = 136.6 mm
- f: separación entre las placas deflectoras y la pared del tanque = 27.3 mm

Se puede entonces proceder al cálculo de la potencia de agitación.

Para calcular la potencia consumida por el agitador, se utilizará el número adimensional de Reynolds, definido por la Ecuación 3.4:

$$Re: \rho * N * Da^2/\mu$$

Ecuación 3.4. Número de Reynolds para sistemas agitados

Donde:

 ρ : densidad de la mezcla (kg/m^3)

N: velocidad de agitación (1/s)

 μ : viscosidad dinámica de la mezcla ($N * s/m^2$)

Dado que la viscosidad y la densidad de la mezcla depende de la composición de la misma, la cual es distinta en cada tanque de la serie, se tomará un valor promedio de forma de diseñar un sistema de agitación que sea aplicable de igual forma a todos los tanques. Inicialmente la concentración de glicerol es muy alta, en el primer tanque, lo que implica llegar a valores muy bajos hacia el último tanque de la serie; en cambio, la concentración de DG es nula en el origen, lo que permite llegar a altos valores hacia el final del TAS; por lo tanto, se tomará un valor de viscosidad y densidad correspondiente a una composición 80% en peso de TG y 20% de GL, asumiendo valores de viscosidad y densidad de los productos glicéridos cercanos a los del TG.

Se tiene luego:

 $\rho = 968 \, kg/m^3$

-
$$\mu = 8.02 * 10^{-4} N * s/m^2$$

- $N = 1.667 rev * s^{-1}$

Luego; $Re = 4.085 * 10^5$, mucho mayor a 2000, el valor considerado como mínimo para régimen turbulento en tanques agitados.

Por otro lado, se debe calcular el número adimensional Po mediante correlaciones, el cual además viene dado por la Ecuación 3.5:

$$Po = P/(\rho * N^3 * Da^5)$$

Ecuación 3.5. Número de potencia adimensional.

Donde P es la potencia consumida por el agitador (Watts).

Contando con la correlación del número de potencia (Po) vs Re para impulsores tipo turbina de 6 palas que se muestra en la **Figura 3.17.** [27]

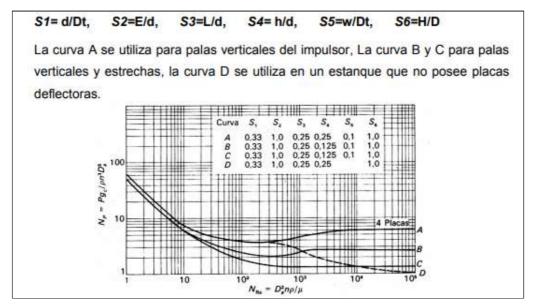


Figura 3.17. Correlación para el Po en impulsores de turbina de 6 palas.

Se puede apreciar en la **Figura 3.17**, que el número de potencia para el agitador en cuestión es igual a 5. Luego, la potencia consumida por el agitador se calcula como:

$$P = Po * (\rho * N^3 * D^5)$$

Potencia consumida por el agitador (en cada tanque) = 0.416 kW

3.2.5 Materiales

Debido a la naturaleza de los compuestos que forman el sistema de reacción, a las condiciones de operación, y, a los materiales disponibles comercialmente, se decide utilizar tanques construidos en acero inoxidable 316 L; de igual material será el eje del agitador, los elementos de impulsión del mismo y las placas deflectoras. Se tiene así un reactor íntegramente resistente a la corrosión y altas temperaturas.

El espesor del del tanque se calculará de la misma manera que para el reactor de hidrólisis: mediante aplicación del *Código ASME*. [14]

En las condiciones de trabajo:

- Temperatura: 260°C = 500°F
- S: 14.400 psi = 980 atm
- Presión: Se debe considerar la presión hidrostática y la presión interna (1 atm); la presión hidrostática viene dada por la **Ecuación 3.1**.

Donde:

- ρ : densidad de la mezcla = $1260 \, \frac{kg}{m^3}$ tomado como el peor de los casos, la densidad de la glicerina pura a temperatura ambiente
- g: aceleración de la gravedad = 9.81 $\frac{m}{c^2}$
- h: altura del líquido en el tanque = 1.101 m

Luego:

$$P_{Hid} = 0.13 \ atm$$

$$P_{sistema} = 1.13 atm$$

Se puede ver que la presión de trabajo es cercana a la presión atmosférica, como se definió en las condiciones de operación. Luego, a fines prácticos, se sobredimensiona en un 10% a la presión de operación como propone el Código ASME y por otro lado se sumarán 2 atm a la presión de operación y se tomará el valor más alto como presión de diseño, obteniendo:

- P = 1.2 * 1.13 atm (Presión de diseño) = 1.356 atm.

Finalmente, se obtiene un espesor del tanque de 3.1 mm. El diámetro exterior del tanque por lo tanto es:

$$D_{t, ext} = 1366 \ mm + 2 * 3.1 \ mm = 1372.2 \ mm$$

3.3 Diseño Térmico

Una de las condiciones que se impuso para poder considerar el reactor como homogéneo es la alta temperatura de operación: 260°C. Se debe calcular la cantidad de energía que es necesario entregar a la alimentación y al reactor de forma de mantener dicho valor prácticamente constante.

En cuanto al precalentamiento de las corrientes de proceso, en capítulos siguientes se determinará el tipo de intercambiador de calor requerido para llevar a los reactivos desde su temperatura de almacenamiento o de etapa previa hasta la temperatura de alimentación; sin embargo, el calor liberado o consumido por la reacción y las pérdidas de calor hacia los alrededores se calcularán en esta sección. Además se tendrá en cuenta la potencia de agitación en cada tanque.

El balance de energía general para un TAS viene dado por la Ecuación 3.6:

$$W_{mezcla} * cp_{mezcla} * (Ts - To) = \sum_{i=1}^{n} (-\Delta H_{r,i}) * r_i * V + U * A * (Tc - Ts)$$

Ecuación 3.6. Balance de energía general en un reactor tanque agitado continuo.

Donde:

- $W_{\it mezcla}$: caudal másico total, considerado igual a la entrada y a la salida del reactor (kg/s)
- cp_{mezcla} : calor específico considerado evaluado a una temperatura promedio (kJ/kg $^\circ$ K)
- Ts: temperatura de operación (°K)
- To: temperatura de la alimentación (°K)
- $\Delta H_{r,i}$: calor de la reacción "i" (kJ/mol)
- r_i : velocidad de la reacción "i" (mol/s* m^3)
- V: volumen de reacción (m^3)
- U : coeficiente global de transferencia de calor de la superficie que intercambia energía (W/ m^2 *°K)
- A: área de la superficie que intercambia energía (m^2)

Tc: temperatura de la superficie que intercambia energía (°K)

El término izquierdo de la **Ecuación 3.6** corresponde a la variación en el calor sensible; por otro lado, a la derecha de la igualdad, el primer término representa al calor liberado o consumido por todas las reacciones químicas mientras que, el segundo término está referido al calor transmitido hacia el exterior o interior del reactor a través de las distintas superficies calefactoras.

Para profundizar aún más la introducción hecha en esta sección, y en concordancia con lo mencionado hasta aquí, se hacen las siguientes observaciones:

- La alimentación ingresa a 200°C al primer tanque de la serie y debe elevarse su temperatura hasta 260°C.
- La corriente de salida del primer tanque estará en principio a 260°C; las pérdidas de calor a través de la cañería que la conduce hacia el segundo tanque y a través de la bomba que brinda el impulso necesario no pueden cuantificarse teóricamente; por eso a priori, deben despreciarse.

Se buscará la forma de entregar o retirar calor del sistema mediante alguna de las siguientes opciones: la incorporación de un serpentín, encamisado de los tanques o aislación térmica de los mismos.

3.3.1 Energía liberada/consumida por reacción

Para el sistema de reacciones reversibles, se cuenta con los datos de velocidad de reacción evaluados a la temperatura de trabajo y con las entalpías de reacción, detalladas en la Tabla 3.9, por lo tanto se puede proceder al cálculo; sin embargo, las velocidades de reacción no son iguales en cada tanque de la serie, por lo que se deben calcular por separado.

Siendo las expresiones de las velocidades de reacción:

$$r_1 = k_1 * TG * GL$$
 $r_{-1} = k_{-1} * DG * MG$ $r_2 = k_2 * DG * GL$ $r_{-2} = k_{-2} * MG^2$

Expresadas en $mol/s * m^3$ y evaluadas en las concentraciones de salida de cada tanque, se puede hallar para cada uno los siguientes valores:

1.
$$Q_1 = -0.132 \, kW$$

2.
$$Q_2 = 0.137 \, kW$$

3.
$$Q_3 = 1.266 \, kW$$

4.
$$Q_4 = 0.285 \, kW$$

5.
$$Q_5 = 0.092 \, kW$$

6.
$$Q_6 = 0.619 \, kW$$

$$Q_{Promedio} = 0.378 \, kW$$

3.3.2 Calor transmitido

Teniendo en cuenta que la temperatura del fluido en el interior de cada tanque es igual (533 K) y que están construidos del mismo material, con el mismo espesor y están ubicados uno en la proximidad del anterior en la serie, es decir, sometidos a las mismas condiciones ambientales, las pérdidas de calor a través de cada uno son iguales; no así el calor liberado por reacción, como se mostró anteriormente.

Las pérdidas de calor a través de las paredes de cada tanque se pueden calcular utilizando la **Ecuación 3.7.**

$$Q_{disipado,total} = Q_{convección,externa} + Q_{radiación}$$

Ecuación 3.7. Pérdidas de calor por efecto de la convección y radiación.

Tomando *Text* = 293 K como temperatura estándar del aire, un valor razonable para la localización propuesta para la planta. Además, se propone la aislación de los tanques, de la misma manera que se hizo en el reactor de hidrólisis: se selecciona espuma de poliuretano con un espesor de 100 mm (se demostrará a continuación que con dicho espesor de recubrimiento, la temperatura externa de los tanques no resulta peligrosa para los trabajadores).

En el estado estacionario, el flujo de calor es uniforme, por lo que se puede calcular el calor disipado mediante la siguiente relación:

$$Q_{\textit{disipado,total}} = Q_{\textit{convección,interna}} = Q_{\textit{conducción, acero, 1}} = Q_{\textit{conducción, aislante}} = Q_{\textit{conducción, acero, 2}} = Q_{\textit{convección externa}} + Q_{\textit{radiación}}$$

Donde:

$$\begin{split} &Q_{convección,interna} = A_{interna} * h_{interno} * (T_{Int} - T_1) \\ &Q_{conducción,acero,1} = k_{acero} * \frac{2*\pi*L}{ln(r2/r1)} * (T_1 - T_2) \\ &Q_{conducción,aislante} = k_{aislante} * \frac{2*\pi*L}{ln(r3/r2)} * (T_2 - T_3) \\ &Q_{conducción,acero,2} = k_{acero} * \frac{2*\pi*L}{ln(r4/r3)} * (T_3 - T_{Sup}) \\ &Q_{convección,interna} = A_{externa} * h_{externo} * (T_{Sup} - T_{Alr}) \\ &Q_{radiación} = \epsilon * A_{externa} * \sigma * (T_{Sup}^4 - T_{Alr}^4) \end{split}$$

Lo primero que debe aclararse antes de proceder con los cálculos es que: el área exterior de cada tanque es la suma del área lateral y el área de las tapas, ya que, para fines prácticos, la geometría se supondrá como un cilindro de fondo y tapa planos. En la sección "Características constructivas y accesorios", se han especificado las dimensiones de los tanques, sumado el diámetro interno, espesor de las paredes, altura, entre otros. Luego, se obtiene:

$$A_{interna} = 8.788 \ m^2$$
 (área interior de cada tanque)
 $A_{externa} = 9.689 \ m^2$ (área exterior de cada tanque)
 $r1 = 0.683 \ m$ (radio interno del tanque)
 $r2 = 0.686 \ m$ (radio externo del tanque sin aislación)
 $r3 = 0.786 \ m$ (radio externo del tanque con aislación sin recubrimiento metálico)
 $r4 = 0.788 \ m$ (radio externo del tanque con aislación con recubrimiento metálico)

$$L = 1.366 m (altura del tanque)$$

Las conductividades térmicas tanto del acero como del material aislante seleccionado son valores conocidos, al igual que las temperaturas de los fluidos en el interior y exterior del tanque y la emisividad del acero.

 $k_{acero} = 13.7 \ W/^{\circ}K \cdot m$ (conductividad térmica del acero inoxidable 316) [A] $k_{aislante} = 0.023 \ W/^{\circ}K \cdot m$ (conductividad térmica de la espuma de poliuretano) $T_{Int} = 533 \ K$ (temperatura del sistema) $T_{Alr} = 293 \ K$ (temperatura del aire exterior) $\varepsilon = 0.25$ (emisividad promedio del acero inoxidable pulido) [A] $\sigma = 5.67 \cdot 10^{-8} \ W/m^2 \cdot K^4$ (constante de Stefan – Boltzmann)

Luego, se tiene el siguiente sistema de cuatro ecuaciones:

$$\begin{split} A_{interna} * h_{interno} * (T_{Int} - T_1) &= k_{acero} * \frac{2*\pi*L}{ln(r2/r1)} * (T_1 - T_2) \\ k_{acero} * \frac{2*\pi*L}{ln(r2/r1)} * (T_1 - T_2) &= k_{aislante} * \frac{2*\pi*L}{ln(r3/r2)} * (T_2 - T_3) \\ k_{aislante} * \frac{2*\pi*L}{ln(r3/r2)} * (T_2 - T_3) &= k_{acero} * \frac{2*\pi*L}{ln(r4/r3)} * (T_3 - T_{Sup}) \\ k_{acero} * \frac{2*\pi*L}{ln(r4/r3)} * (T_3 - T_{Sup}) &= A_{externa} * h_{externo} * (T_{Sup} - T_{Alr}) + \varepsilon * A_{externa} * \sigma * (T_{Sup}^4 - T_{Alr}^4) \end{split}$$

Donde se observan seis incógnitas: las cuatro temperaturas desconocidas correspondientes a las distintas interfases presentes entre el fluido interior y el aire exterior, y los coeficientes peliculares de transferencia de calor interno y externo. Se sabe a su vez que estos dos coeficientes dependen de las propiedades de los fluidos que intervienen en la transferencia de calor, y esas propiedades a su vez dependen de las temperaturas de las superficies, que como se dijo son desconocidas; por lo tanto se deben: suponer valores de temperatura para las superficies interior y exterior, evaluar las propiedades de los fluidos a la temperatura media entre la temperatura del fluido y la de la superficie correspondiente, hallar los valores de los coeficientes peliculares, introducir estos dos coeficientes en el sistema de ecuaciones para calcular las temperaturas y finalmente verificar las temperaturas supuestas inicialmente. En caso de que haya un error considerable entre los valores supuestos y los valores calculados, deberá realizarse el procedimiento mencionado repetidamente hasta que el error entre los valores supuestos y los calculados sea despreciable.

En este caso se llevó a cabo dicho procedimiento y se resolvió el sistema de ecuaciones exitosamente en el software de cálculo Mathcad. A continuación se presentan las correlaciones utilizadas para determinar los coeficientes peliculares finales y los valores calculados para las temperaturas desconocidas.

Para hallar el coeficiente pelicular externo, considerando convección natural, se debe calcular el número adimensional de Rayleigh (Ra) y luego se puede aplicar una correlación para el Nusselt en función del (Ra). $^{[A]}$

$$Ra = 1.186 * 10^{11}$$

Para dicho valor de (Ra), la correlación recomendada es la **3.2**. [A]

$$Nu = 0.1 * Ra^{1/3}$$

Correlación 3.2. Cálculo del número de Nusselt para cilindros verticales.

Se obtiene entonces:

$$Nu = 492$$

$$h_{externo} = 9 \ W/^{\circ}K * m^2$$

Se utiliza la Correlación 3.3 para el cálculo del coeficiente convectivo en el interior.

$$Nu = \frac{D_t * h_{interno}}{k} = 0.158 * Re^{0.728} * (cp * \mu/k)^{2/3}$$

Correlación 3.3. Correlación para el Número de Nusselt en tanques agitados.

Luego:

$$Re = 4.085 * 10^{5}$$
 $Nu = 9.694 * 10^{3}$
 $h_{interno} = 1420 W/K * m^{2}$

Finalmente:

$$T1 = 532.95 K$$
 $T2 = 532.93 K$
 $T3 = 298.10 K$
 $Tsup = 298.01 K$
 $Q_{disipado} = 0.518 kW$

A modo de comparación, se han realizado los cálculos del calor disipado por cada tanque en el caso de no aplicar el revestimiento con espuma de poliuretano. La expresión en este caso es la siguiente:

$$Q_{\textit{disipado,total}} = Q_{\textit{convección,interna}} = Q_{\textit{conducción, acero, 1}} = Q_{\textit{convección externa}} + Q_{\textit{radiación}}$$

Luego de seguir un procedimiento similar, en el que solo se tienen dos temperaturas desconocidas (temperaturas interior y exterior del tanque de acero) y dos ecuaciones, y luego de recalcular el valor del coeficiente pelicular externo, se llega a los siguientes valores:

$$Nu = 1773$$
 $h_{externo} = 45.447 \ W/^{\circ}K * m^{2}$
 $T1 = 524.42 \ K$
 $Tsup = 520.279 \ K$
 $Q_{disipado} = 107.04 \ kW$

3.3.3 Estrategia de diseño

Se puede ver entonces que el calor disipado por el tanque resulta muy cercano al calor liberado por la reacción cuando se aplica el aislamiento, siendo en algunos de ellos levemente mayor y en otros menor. En el caso de no calefaccionar los tanques (a partir del 2°) se llegaría a valores de ΔT de hasta 1°C en cada uno, siendo el valor promedio:

$$\Delta T_{promedio} = 0.388 \, ^{\circ}C$$

Calculado en cada tanque como:

$$\Delta T_i = \frac{Q_{generado,i} + P \text{ otencia Agitación } - Q_{disipado}}{Caudal \, M\'{asico} * cp_{mezcla}}$$

Para el caso sin aislación, se calcularon pérdidas de calor mucho mayores, que conducen a:

$$\Delta T_{promedio} = -110 \, ^{\circ}C$$

Se puede apreciar así el efecto de conservación de la energía logrado, lo que resulta interesante desde el punto de vista económico.

Finalmente, se decide implementar en el interior de cada tanque un serpentín por el que circule un fluido de calefacción de manera de poder instalar un sistema de control efectivo, que permita ante perturbaciones externas corregir la temperatura de operación. De igual forma, se podrán suplir las pérdidas de calor debido al paso de la corriente a través de las cañerías y bombas, como se dijo al principio de la sección, que no serán evaluadas en este proyecto.

Surge una nueva incógnita: cuál será el área de cada serpentín; en general la superficie de calefacción se determina en base al coeficiente global de transferencia de calor, la diferencia de temperaturas y el calor a ser transferido. En este caso, el calor que es necesario transferir también es una incógnita para los tanques que conforman el reactor a partir del 2°, por lo que se decidirá, a modo de simplificación, hacer los cálculos correspondientes para el primer tanque (se puede calcular el calor a entregar), y el tamaño resultante del serpentín será igual para todos los tanques.

Utilizando la Ecuación 3.8 se puede calcular el área necesaria del serpentín para el primer tanque:

$$Q = U*A*\Delta T$$
 Ecuación 3.8. Cálculo del calor a intercambiar . $^{[A]}$

Donde:

- U: coeficiente global de transferencia de calor a través de la serpentina (W/K*m2)
- A: área del serpentín disponible para la transferencia de energía (m2)
- ΔT : diferencia de temperatura entre el serpentín y el fluido de proceso (K)

Se fija ΔT = 40 K y se determina Q = 59 kW (utilizando el balance de energía completo, contemplando temperatura de alimentación, pérdidas, potencia de agitación y calor de reacción). Se utiliza la **Ecuación 3.9** para hallar el valor de U y así finalmente despejar el valor de área necesario.

$$U = \left[\frac{1}{hi} + \frac{1}{ho} + Rf\right]^{-1}$$

Ecuación 3.9. Cálculo del Coeficiente global de transferencia de calor $\cdot^{[A]}$

Donde:

- Rf: resistencia de ensuciamiento (m2*K/W)
- hi: coeficiente pelicular referido al área interna del serpentín (W/m2*K)
- ho: coeficiente pelicular referido al área externa del serpentín (w/m2*K)

Se ha despreciado la resistencia a la transferencia de calor agregada por las paredes del serpentín ya que en general, el material utilizado es muy conductor, como podría ser cobre o acero. $^{[A]}$

Se considera vapor de agua como fluido de servicio. Se tomará para este caso Rf = 0.001 m2*K/W. Se desprende de la **Ec. 3.9** que el coeficiente global está gobernado por el coeficiente pelicular de menor valor: para las condiciones del sistema, se trata del coeficiente ho.

Luego: $ho = 1420 \ W/m2 * K$

(calculado anteriormente)

Se obtiene:

$$U \simeq 500 W/m2 * K$$

Finalmente, se obtiene:

$$A = 2.95 \ m2 \sim 3 \ m2$$

Luego de calcular el caudal de vapor necesario (aproximado) y considerando la velocidad promedio del fluido dentro de la cañería para que la resistencia a la transferencia de calor por convección interna no disminuya, se puede determinar el diámetro del serpentín.

Caudal vapor =
$$Q/Hvapor$$
, $sat_{300^{\circ}C} = 59 \frac{kJ}{s} / 1400 \frac{kJ}{kg} = 0.04 \text{ kg/s}$ [aa]

El caudal hallado es una aproximación que servirá para determinar un diámetro razonable para el serpentín. Contemplando la densidad del vapor a dicha temperatura, se llega a un diámetro interno dado por:

Área transversal =
$$\pi * \frac{diámetro^2}{4} = \frac{Caudal \ vapor}{densidad \ vapor*velocidad \ de flujo} = 1 * 10^{-4} m2$$

$$diámetro interno = 0.011 m$$

Se elige por lo tanto un tubo de diámetro nominal de media pulgada (0.0127 m) ya que es la medida comercial más cercana. Contemplando 2 mm de espesor, se puede calcular el diámetro exterior del serpentín y así hallar la longitud del mismo de forma de cumplir con el requerimiento.

$$Diámetro\ externo\ =\ 0.0167\ m$$

Longitud serpentin =
$$56.5 m$$

Para la elección del diámetro de la vuelta del serpentín, se sabe que debe ser mayor al diámetro del agitador ya que lo rodea. Luego, como se tiene un diámetro de agitador (Da) de 0.45 m, se selecciona 0.9 m como diámetro de vuelta. Luego, la cantidad de vueltas es N = 20.

La separación entre cada vuelta se elegirá de manera que el serpentín quede completamente cubierto de líquido y abarque la mayor parte posible del volumen de reacción; considerando que la altura del líquido en cada tanque es de 1.1 m, el diámetro exterior del serpentín es de 0.0167 m y la cantidad de vueltas es 20, se obtiene un espaciamiento entre una vuelta y la siguiente de 3.83 cm. Esta separación resulta apropiada ya que no corta la turbulencia dentro del tanque, evitando así la formación de zonas estancas y permitiendo una mejor distribución de la temperatura.

Finalmente, se dispondrá de un serpentín calefactor de las mismas características en cada tanque de la serie, y se mantendrá la temperatura en el valor deseado mediante aplicación del sistema de control más adecuado.

A continuación, en la **Figura 3.18**, se puede apreciar un esquema de uno de los seis tanques pertenecientes a la serie TAS.

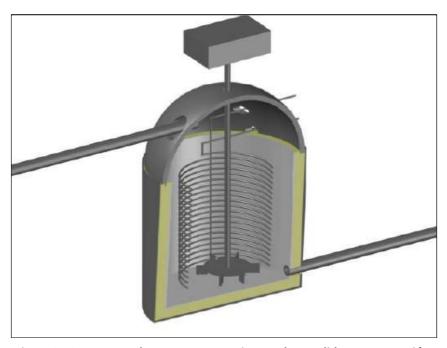


Figura 3.18. Esquema de TAC con serpentina con las medidas en proporción.

3.4 Sistema de Control

Para este reactor se propone la implementación de un sistema de control de nivel, de forma que no se establezca contacto entre la tapa del tanque y el líquido. En segundo lugar, se instalará un sistema de control por realimentación de temperatura. También se implementará un sistema que controle el flujo de alimentación para mantener la relación molar de los reactivos utilizada en el diseño (control por relación).

3.4.1 Control de nivel

Para el control de nivel dentro del reactor se utilizará control por realimentación. En primer lugar, se realizará la medición del nivel de la mezcla reactiva dentro del reactor, y un controlador de nivel será el encargado de que el mismo se encuentre en el valor indicado por un PLC. La regulación de nivel se realizará mediante manipulación del caudal de alimentación de reactivos con una válvula reguladora.

3.4.2 Control de temperatura

Como se anticipó, se instalará un sistema de control por realimentación. No es necesario profundizar ya que, como se aclaró, está constituído por un lazo de control simple. La variable manipulada será el caudal de fluido de calefacción.

3.4.3 Control de alimentación de reactivos

Se especificó que se trabajará con un exceso del 25% de GL. La composición de la corriente de producto definida en el diseño corresponde a dicha relación, por lo que ante fluctuaciones en la corriente de alimentación de GL proveniente de su refinamiento en el sistema de evaporación, la alimentación de aceite debe ser corregida de forma proporcional. Para el control de alimentación de los reactivos se utilizarán los tres tipos de control mencionados. Es necesario medir el caudal de alimentación de GL, acción que se realiza simplemente con una placa orificio y un dPT. La señal del dPT es enviada a un controlador, habitualmente del tipo PLC (controlador lógico programable). Una señal eléctrica se envía a una válvula reguladora ubicada en la cañería por la que se alimenta el aceite, y manipula su caudal comparando con el valor deseado impuesto por el PLC, en función de la relación de alimentación impuesta. Por último, se mide y transmite el nivel en los tanques de la serie y se envía una señal a un controlador. La señal de salida del controlador es enviada a un selector de bajo nivel, el cual realiza un cambio de mando frente a un bajo nivel, enviando la señal del control de nivel a las válvulas y bombas para la protección de la línea, ignorándose la señal del PLC hasta que el nivel vuelva a superar el nivel mínimo impuesto.

4. Conclusiones del diseño de los reactores

Principalmente, se obtuvieron los modelos de reactores adecuados, en función de los requerimientos de proceso y de las capacidades de procesamiento especificadas en el alcance del producto.

Para el reactor de hidrólisis se determinó que la columna de pulverización que actúa a contracorriente, con alimentación de la fase más liviana por el fondo del reactor y la alimentación de la fase pesada por el tope, es el reactor que permite los mejores resultados y por eso es el más utilizado en la industria para llevar a cabo la hidrólisis de grasas y aceites en procesos continuos. Se opera a altas presiones y temperaturas en ausencia de catalizadores. La conversión de TG lograda ronda el 95%.

Para el proceso de glicerólisis se diseñó una serie de reactores tanque agitados, formada por seis tanques en los que la operación ocurre a alta temperatura. En esta serie de reactores se logra el 89% de conversión de TG cuando se trabaja con un alto tiempo espacial y exceso de glicerol.

Por otro lado, se calcularon las pérdidas de calor en ambos reactores como así también la liberación de energía por las características termodinámicas de cada reacción y se evaluó la necesidad de suministro energético en cada caso para mantener las condiciones de operación especificadas. Además se detallaron las principales características constructivas y sistemas de control.

Los intercambiadores de calor necesarios para acondicionar las corrientes de alimentación y de salida de los reactores serán especificados en secciones siguientes.

5. Bibliografía

5.1 Manuales

A. Yunus Çengel, Y. A., Ghajar, A. J., & DÉorneville, E. J. H. (2011). *Transferencia de calor y masa: fundamentos y aplicaciones*. McGraw-Hill.

5.2 Artículos Científicos y sitios web

- 1. E A Lawrence, Hydrolysis Method, Journal of the American Oil Chemists' Society 31 (1954) 542-544.
- 2. P H L Moquin, F Temelli, Kinetic Modeling of Hydrolysis of Canola Oil in Supercritical Media, The Journal of Supercritical Fluids 45 (2008) 94-101.
- 3. L Lascaray, Mechanism of Fat Splitting, Industrial Engineering Chemistry 41(1949)786-790.
- 4. N Akiya, P E Savage, Roles of Water for Chemical Reactions in High-Temperature Water, Chemistry Review 102 (2002) 2725-2750.
- 5. J King, R Holliday, G R List, Hydrolysis of Soybean Oil, Green Chemistry 1(1999) 261-264
- 6. J S Pinto, F M Lancas, Hydrolysis of Corn Oil Using Subcritical Water, Journal of the Brazilian Chemical Society 17 (2006) 85-89.
- 7. Namdev, P. D., Patil, T. A., Raghunathan, T. S., & Shankar, H. S. (1988). Thermal hydrolysis of vegetable oils and fats. 3. An analysis of design alternatives. *Industrial & engineering chemistry research*, *27*(5), 739-743.
- 8. Sturzenegger, A., & Sturm, H. (1951). Hydrolysis of fats at high temperatures. *Industrial & Engineering Chemistry*, *43*(2), 510-515.
- 9. Milliren, A. L., Wissinger, J. C., Gottumukala, V., & Schall, C. A. (2013). Kinetics of soybean oil hydrolysis in subcritical water. *Fuel*, *108*, 277-281.
- 10. Jeffreys, G. V., Jenson, V. G., & Miles, F. R. (1961). The Analysis of a Continuous Fat-Hydrolysing Column. *Trans. Inst. Chem. Eng*, *39*, 389-396.
- 11. Jones, M. N., Forero-Hernandez, H., Zubov, A., Sarup, B., & Sin, G. (2019). Splitting Triglycerides with a Countercurrent Liquid–Liquid Spray Column: Modeling, Global Sensitivity Analysis, Parameter Estimation and Optimization. Processes, 7(12), 881.

- 12. Victor Mills (1939). Continuous Countercurrent Hydrolysis of fat. Cincinnati, Ohio. United States Patent Office. Serial No: 21845.
- 13. Juárez, M. D., & Sammán, N. (2007). El deterioro de los aceites durante la fritura. Revista española de nutrición comunitaria= Spanish journal of community nutrition, 13(2), 82-94.
- 14. Arenas, N. O., Vergel, Á. V. Q., Espinosa, D. E. R., & Martínez, C. V. PROYECTO PARA LA PRODUCCIÓN DE ACETATO DE VINILO MONÓMERO (VAM) INFORME I, Apéndice de Cálculos.
- 15. Javier de Mena. (01/2017). ¿Qué materiales aislantes ahorran más energía a lo largo de su vida?. Mimbrea sostenibilidad, eficiencia y ecoconstrucción. http://www.mimbrea.com/que-materiales-aislantes-ahorran-mas-energia-a-lo-largo-de-su-vida/
- 16. Barnebey, H. L., & Brown, A. C. (1948). Continuous fat splitting plants using the Colgate-Emery process. Journal of the American Oil Chemists' Society, 25(3), 95-99.
- S. Badui, 2013, "Química de los Alimentos". Mono y Diglicéridos de Ácidos Grasos. "Hablemos Claro".
 https://hablemosclaro.org/ingrepedia/mono-y-digliceridos-de-acidos-grasos/#1502295069328-2e671aa5-7c2b
- 18. Estrada Díaz, S. E. (1999). Desarrollo de un proceso para la obtención de monoestearato de glicerilo.
- 19. Kazembe-Phiri, H., Matsumura, Y., & Minowa, T. (2010). New approaches to biodiesel production by ethanolysis with calcium hydroxide catalyst using thermal pretreatment with glycerol. *Journal of the Japan Institute of Energy*, 89(6), 562-566.
- 20. Sonntag, N. O. V. (1982). Glycerolysis of fats status, review and methyl esters—Critique. *J Am. Oil Chem. Soc*, 59.
- 21. Ferretti, C. A. (2010). *Valoración catalítica de glicerol: síntesis de monoglicéridos* (Doctoral dissertation).
- 22. CARDONA, S. M., GONZÁLEZ, R., FRANCO, A., CARDEÑO, F., & Luis, A. R. (2010). Obtención de monoglicéridos de aceite de ricino empleando glicerina refinada y cruda: estudio de las principales variables del proceso. *Vitae*, *17*(2), 128-134.
- 23. Rotsztein de Cymeryng, F. (1961). Composición de mezclas de glicéridos ricas en monoglicéridos-Influencia de las condiciones operatorias de obtención-Ensayos de acetilación (Doctoral dissertation, Universidad de Buenos Aires. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales).
- 24. Chemical Properties Calcium hydroxide. The National Institute for Occupational Safety and Health(NIOSH). https://web.archive.org/web/20071031101142/http://www.omri.org/CaOH_final.pdf
- 25. Martínez López, D. (2006). Simulación de una turbina radial mediante CFD FLUENT: caso de una turbina Rushton.

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA AGUSTÍN NICOLÁS SORIA - TOMÁS JOAQUÍN VISPO

- 26. Castillo, V. (2013). Diseño y cálculo de un agitador de fluidos. *Universidad del BIO-BIO, Facultad de Ingeniería. Chile: Universidad del BIOBIO*.
- 27. Laboratorio de Operaciones Unitarias. (2019). Facultad Nacional de Ingeniería. Universidad Nacional de Mar del Plata. Argentina







CAPÍTULO 4 Sistemas de Purificación



CONTENIDOS:

- Introducción y Objetivos
- Purificación de Ácidos Grasos
- Purificación de Glicerol
- Purificación de Glicéridos

Capítulo 4: Diseño de los Sistemas de Purificación

1. Introducción y objetivos

Alcanzada esta instancia del proyecto, además de haber especificado la calidad de los productos a partir del estudio de mercado y los requerimientos del mismo, se han diseñado los reactores químicos y se han obtenido las composiciones de las corrientes efluentes de cada uno de éstos, lo cual indica que para cumplir con dichas especificaciones, se deben realizar una serie de procesos de separación de los distintos componentes.

Se ha realizado una primera aproximación en el Capítulo 2, cuando se describió el proceso general y se presentó el diagrama de flujo preliminar.

En este capítulo se hará hincapié en dichas etapas, que como ya se dijo, hasta aquí sólo han sido descriptas de manera conceptual. A su vez, se dimensionarán los equipos necesarios para llevar a cabo de manera exitosa la separación de los productos de interés. Se prestará mayor atención a los equipos que se consideren críticos.

2. Purificación de Ácidos grasos

Una vez caracterizada la corriente de AG a la salida del reactor de hidrólisis, es posible iniciar el diseño del proceso de purificación de la misma.

En la actualidad se llevan a cabo principalmente dos operaciones distintas para dar lugar a la separación de los AG: la cristalización fraccionada y la destilación; en algunos casos, se combinan ambas operaciones .^[1]

El primero de los métodos consiste en un enfriamiento controlado de los productos, de forma de obtener las diferentes fracciones de AG según sus puntos de fusión. Este método se ha estudiado y resulta muy eficiente para separar los AG saturados de los insaturados, en dos fracciones llamadas Estearina y Oleína respectivamente siendo la segunda, la de menor punto de fusión.

La cristalización fraccionada puede llevarse a cabo con la utilización de solventes, con uso de tensioactivos o en seco. El método preferido es el último, ya que se evitan etapas de separación posteriores, debido a la ausencia de cualquier tipo de sustancia ajena a los productos deseados. Posteriormente, las fracciones cristalizadas son separadas por filtración. Usualmente en filtros de placas y membranas, lo que da lugar a operaciones semicontinuas.

La ventaja principal de este método es que no expone a los productos a condiciones críticas que contribuyan a su degradación térmica, siendo un proceso de separación totalmente físico.

Por otro lado, la destilación permite separar los AG según sus pesos moleculares o según las temperaturas de ebullición de los componentes, que depende de las condiciones de operación y de los equipos que se utilicen.

Cuando la destilación se lleva a cabo en condiciones de alto vacío, el proceso es conocido como "Destilación Molecular". Esta operación permite separar dos corrientes de productos según el peso

molecular de los componentes, por lo que en caso de requerir más de dos fracciones, será necesario realizar la operación en más de una etapa.

Por otro lado, cuando la operación se lleva a cabo en columnas de destilación que tienen una o más salidas laterales, es decir, se extrae al menos una fracción adicional a las fracciones de tope y fondo de la torre, se habla de "Destilación Fraccionada". Esta operación se puede realizar a presión atmosférica o a presión reducida, siendo este último el preferido en operaciones en las que intervienen sustancias que se pueden degradar térmicamente antes de llegar a su temperatura de ebullición normal. [2]

Luego de evaluar las características de cada método y las fracciones de AG que se desean obtener, además de las posibilidades de simulación del funcionamiento de los equipos involucrados y la disponibilidad de información, se decide realizar la separación de los productos mediante Destilación Fraccionada.

2.1 Destilación Fraccionada

Se trata del método preferido para separar mezclas líquidas multicomponentes. Se puede llevar a cabo en torres de platos o en torres de relleno. En este caso, se decide trabajar a presiones reducidas de forma de lograr la vaporización de los productos a temperaturas más bajas que las que se necesitaría en la operación a presión atmosférica, con el objetivo de evitar la degradación térmica. [4]

El diseño de la columna de destilación se basó no sólo en datos bibliográficos, sino también valores guía o reglas heurísticas sobre el tamaño de equipos o rendimientos aproximados, los cuales reducen significativamente la necesidad de cálculos. El "Método Corto" sustituye la necesidad de realizar una gran cantidad de cálculos para poder evaluar tamaños de equipos, condiciones de operación y rendimientos del proceso.^[5]

Turton (2009) menciona el proceso *PAR* (Predecir, Analizar y Reevaluar), el cual se puede describir en los siguientes tres pasos a continuación .^[6]

- Predecir: Representa la mejor predicción de la solución, lo cual implica realizar suposiciones y aplicar heurísticas basadas en la experiencia, ya sean comprobadas en trabajos académicos o de la opinión de otros profesionales que han trabajado en el desarrollo de proyectos similares.
- Analizar: En este paso se debe buscar aquella ecuación o relación que logre resolver parcialmente o de manera aproximada el problema, y hace posible realizar cálculos para encontrar una solución.
- Reevaluar: La mejor solución hallada en el paso 2 se compara con la solución predicha en el paso 1. Cuando la predicción no es aceptable, es necesario corregir el razonamiento que llevó a la predicción deficiente.

Heurísticas para los procesos de destilación .[7]

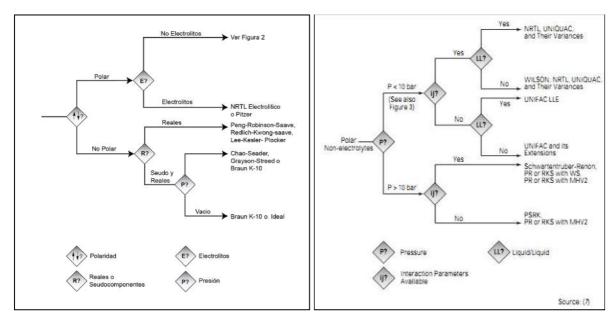
- La destilación es usualmente el método más económico para la separación de líquidos.

- Para mezclas ideales, la volatilidad relativa es la relación entre las presiones de vapor de los componentes.
- La presión de operación de una torre se determina usualmente por la temperatura del medio de condensación, (38 – 50) °C, si el fluido de enfriamiento es agua; o por la temperatura máxima de la caldera, hasta evitar una descomposición o degradación del material a destilar

Heurísticas para Secuencia de columnas de separación multicomponentes . $^{[7]}$

- Promover la separación más simple primero. En otras palabras, separar el componente que demande una menor cantidad de platos y reflujo; y dejar los componentes más complicados de separar al final.
- Las relaciones de reflujo recomendadas se encuentran en un rango de 1.2 1.5 veces de la relación de reflujo mínima (R_{min}) .
- Los valores recomendados del número de platos teóricos es cercano al doble del mínimo número de etapas (N_{\min}) .
- Es recomendado utilizar un factor de seguridad del 10% para el número de platos teóricos calculado.
- El límite en altura de la torre es aproximadamente de 53 m por las cargas de viento.
- Un criterio adicional es que la relación L/D debe de ser menor que 30

Luego de analizar los consejos mencionados anteriormente, se procedió al análisis de distintas configuraciones con el uso del simulador *Unisim Design*. Se cargaron los componentes de forma manual, sin olvidar identificar los grupos funcionales de cada una de las moléculas, y se completaron todos los datos disponibles a partir de información bibliográfica para obtener las mejores predicciones posibles de las propiedades desconocidas. Posteriormente se seleccionó el paquete termodinámico con ayuda del diagrama de *Carlson (1996)* (Ver Figuras 4.1 a) y b)) y, bajo consideración del tipo de mezcla con la que se trabaja, la cual es de carácter mayoritariamente polar, y las condiciones de operación *(presiones reducidas)*, se seleccionó el modelo termodinámico UNIQUAC, lo cual es coincidente a lo postulado por distintas fuentes consultadas. [8]



Figuras 4.1 a) (izquierda) y b) (derecha). Diagramas de Carlson.

Una vez cargada la información necesaria, se ingresaron las condiciones de operación y se propusieron múltiples configuraciones, desde las etapas previas de destilación flash para eliminar los compuestos más pesados hasta trenes de destilación simple formados por dos torres con secuencia directa e indirecta, y múltiples alternativas más; sin embargo, la opción que mejor respondió a las necesidades fue una columna con una salida lateral.

Se planteó la alternativa de separar a los ácidos poliinsaturados en la columna y se encontró que es prácticamente imposible alcanzar un grado de separación adecuado como para su comercialización individual bajo condiciones de operación que no dañen a los productos; por lo tanto su venta como ácidos grasos esenciales se revalida como la mejor opción.

De todos modos, se agrega que dichos ácidos podrían ser separados en cristalizadores, llegado el caso de que se convierta en un objetivo a futuro su venta individual. Lo mismo ocurre para la corriente de extracción lateral: se podría realizar la separación de oleína y estearina mediante una etapa de cristalización, seguida de una filtración en un filtro de placas que retenga a la estearina.

Finalmente, las condiciones de operación se pueden ver en la Figura 4.2.

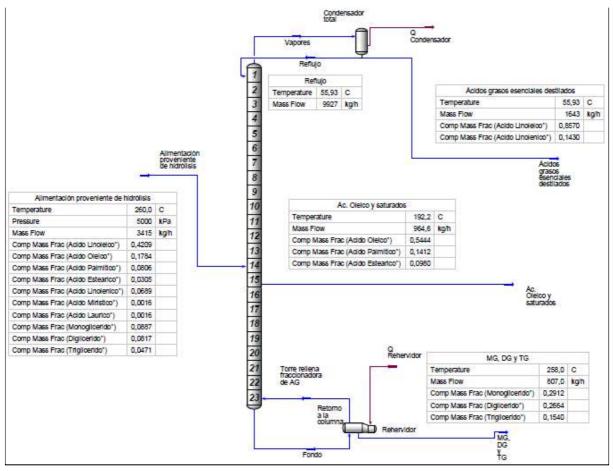


Figura 4.2. Condiciones de operación en el proceso de destilación de ácidos grasos.

Los productos que se obtienen finalmente son:

- 1643 kg/h de Ácidos Grasos Esenciales (85.7 % Omega 6)
- 964.4 kg/h de Ácidos Grasos Monoinsaturados y saturados (54.4 % Ác. Oleico)
- 807 kg/h de MG, DG y TG sin reaccionar (29.1 % MG, 26.6 % DG, 15.4 % TG)

La corriente de fondo podría seguir diferentes caminos:

- 1. Enfriamiento y almacenamiento para su venta directa como materia prima para la producción de Biodiesel.
- 2. Reciclo al reactor de hidrólisis.
- 3. Mezcla con productos de glicerólisis.

La decisión final, luego de considerar todas las alternativas propuestas, es mezclar esta corriente con la corriente de fondo de la destilación que se realizará para purificar los MG y obtener así, un producto que luego de ser decolorado y pulverizado, puede venderse como emulsionante de "segunda calidad" a base de MG, DG y un bajo porcentaje de TG y AG. Las características de este producto serán detalladas en la sección "Purificación de MG".

Por otro lado, las características constructivas de la columna y los equipos asociados al proceso de purificación se describen a continuación.

2.1.1 Torre rellena

Cuando se quiere operar a bajas presiones, y se desea garantizar una caída de presión mínima, se recomienda utilizar torres con relleno ordenado. Existen diferentes tipos de relleno, los cuales poseen distintas características, ventajas y desventajas, que llevarán a la elección de la geometría ideal para las condiciones de operación de la columna.

La elección del relleno de la torre se hizo teniendo en cuenta los siguientes aspectos:

- Existencia en la base de datos de Unisim Design.
- Disponibilidad en el mercado actual.
- Ventajas y desventajas en relación al área superficial, HETP, densidad, costo, resistencia a la corrosión y las condiciones de P y T.

En la **Tabla 4.1** se muestra una comparación entre los distintos tipos de rellenos estructurados disponibles en Unisim, y en función de sus características generales y desempeño dentro de la columna, se determinó su valoración. La valoración fue discriminada entre cuatro valores, donde "1" es la mejor consideración, y "4" representa al peor caso. Se puede ver en la zona inferior de dicha tabla un orden decreciente correspondiente a la valoración final ponderada.

Tabla 4.1. Comparación entre rellenos estructurados disponibles para la simulación.

COMPARACIÓN DE RELLENOS ESTRUCTURADOS DISPONIBLES EN UNISIM										
RELLENO	Flexipac metálico tecnología Mellapack		Gempak metálico		Malla	Goodloe	Hyperfil	Neo-Klos		
MODELO	Y250	Y350	Y500	1A	2A	3A	metálica	Coouloc	.,,,	S
FABRICANTE	Koch- G.	Koch- G.	Koch-G	Koch-G	Koch- G.	Koch- G.	Glitsch	Glitsch	Sulzer	Montz
DISPONIBILIDAD EN EL MERCADO	Si	Si	Si	Si	Si	Si	Si	Si	Si	Si
COSTO RELATIVO	3	4	4	4	4	4	2	3	4	4
DENSIDAD RELATIVA	2	3	4	1	2	2	2	2	4	3
ÁREA ESPECÍFICA RELATIVA	2	1	1	2	2	2	3	3	3	2
EFICIENCIA EN LA TRANSFERENCIA DE CALOR	1	2	2	2	2	2	3	3	2	2

НЕ	TP	0.31 m	0.22 m	0.2 m	0.4 m	0.38 m	0.3 m	0.3 m	0.25 m	0.45 m	0.28 m
	DIÁMETRO	1.82 m	2.28 m	2.28 m	2.13 m	2.28 m	2.43 m	2.13 m	2.89 m	3.65 m	2.13 m
E DE LA COLUMNA CON EL	CAÍDA DE PRESIÓN	0.54 kPa	0.55 kPa	1 kPa	0.53 kPa	1.13 kPa	1.13 kPa	0.41 kPa	1.40 kPa	2.06 kPa	0.62 kPa
RELLENO	PORCENTAJE DE INUNDACIÓN	58.41	52.34	52.87	51.65	61.73	54.20	50.58	55.02	56.39	60.37
VALORACIÓN FINAL		1°	3°	8°	4°	2°	5°	6°	9°	10°	7°

Finalmente, se optó por el relleno Flexipack modelo Y250 del fabricante Koch-Glitsch, con tecnología de última generación "Mellapack".

Las características de cada sección y accesorios de la torre se detallan en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Características de la torre de destilación.

TORRE DE DESTILACIÓN FRACCIONADA				
CARACTERÍSTICAS GENERALES				
NÚMERO DE ETAPAS TEÓRICAS	24 (23 + Rehervidor)			
ETAPA DE ALIMENTACIÓN	14			
RELACIÓN DE REFLUJO	6			
RELACIÓN DE REFLUJO MÍNIMO	1.9			
DIÁMETRO COLUMNA	1.829 m			
ÁREA TRANSVERSAL	2.627 m2			
RELLENO	Flexipack metálico estructurado Tecnología Mellapack Y250			
НЕТР	0.315 m			
ALTURA	7.245 m			
CAÍDA DE PRESIÓN	0.549 kPa			
PORCENTAJE DE INUNDACIÓN	58.41 %			
	ACCESORIOS			
REJA DE SOPORTE	Etapas 7, 14 y 23			
REJA DE SUJECIÓN	Etapas 1, 8 y 15			
DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO	Etapa 1			

COLECTOR Y REDISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO	Etapa 14			
ELIMINADOR DE NEBLINA	Por encima de Etapa 1			
	SOBREDIMENSIONAMIENTO			
10 % HETP	0.725 m			
FONDO - ACUMULACIÓN DE LÍQUIDO	1.8 m			
TOPE - EXTRACCIÓN SISTEMA DE VACÍO	1.2 m			
ALTURA TOTAL DE LA TORRE	11 m			

2.1.2 Condensador

El condensador es un intercambiador de calor situado en la parte más alta de la columna, en el que se extrae la energía del vapor que sale por esta zona, lo condensa y permite que una parte sea reflujada hacia la columna y otra sea extraída como producto destilado.

En operaciones al vacío, los condensadores más utilizados son dos: [9]

- Condensador horizontal de circulación de vapor por carcasa: Utiliza agua de refrigeración y una carcasa tipo TEMA J, que minimiza pérdidas de carga al no tener deflectores y genera un flujo prácticamente contracorriente dentro del intercambiador.
- Condensador de contacto directo: Se usa para minimizar la pérdida de carga en condensaciones a vacío; la zona de contacto tiene un relleno de baja pérdida de carga.
 También existen configuraciones que funcionan como cámaras rociadoras para la condensación.

Para este caso, se elige la primera alternativa: El condensador horizontal, en donde los vapores circularán por la carcasa, ya que la segunda alternativa implicaría el uso de AG esenciales con igual composición a la de la fracción extraída como refrigerante. Dado que se busca garantizar la operación en condiciones de alto vacío, se preferirá minimizar el uso de bafles deflectores. De todos modos el diseño riguroso del intercambiador no se realizará en este capítulo. Las condiciones de operación del equipo son descriptas en la **Tabla 4.3.** Seguidamente, en el esquema de la **Figura 4.3** se observa la zona de enriquecimiento de la columna con el condensador necesario para la operación .^[10]

Tabla 4.3. Condiciones de operación del condensador

CONDENSADOR				
PRESIÓN	1 kPa			
TEMPERATURA	55.93°C			
CARGA TÉRMICA	- 478.6 kW			

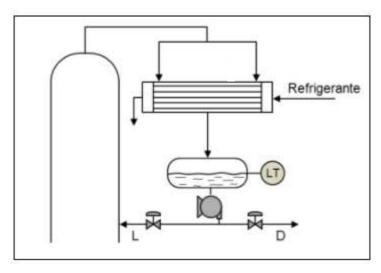


Figura 4.3. Diagrama del sistema de condensación del destilado.

2.1.3 Rehervidor

Al igual que el condensador, el rehervidor es un intercambiador de calor imprescindible en la destilación. En él, se alimenta una corriente de vapor que proporciona la energía necesaria para vaporizar el líquido en el fondo de la columna y así separar los componentes de la mezcla alimentada en función de las volatilidades relativas.

Existen distintos tipos de rehervidores y numerosas configuraciones que permiten trabajar en distintas condiciones de presión y temperatura. Entre ellos, es posible destacar el rehervidor de circulación forzada, el cual es comúnmente utilizado para las siguientes condiciones de operación: .[10]

- Cuando se trabaja con fluidos muy viscosos $(\mu > 25 \ cp)$, en donde el líquido no puede circular de forma natural a través del hervidor.
- Cuando el hervidor se encuentra a una distancia considerable de la columna.
- Cuando se requieren condiciones de vacío (P < 4 psia).
- En sistemas con alto grado de ensuciamiento o con contenidos sólidos. Se pueden lograr velocidades de circulación considerables y operar a baja tasa de vaporización.

Debido a las ventajas mencionadas, teniendo en cuenta que se trabaja con un fluido de alta viscosidad en el fondo de la torre (Triglicéridos, Monoglicéridos y Diglicéridos) y las condiciones de vacío mencionadas en la **Tabla 4.4** se concluye que es conveniente la utilización de un rehervidor de circulación forzada.

Tabla 4.4. Condiciones de operación del rehervidor

REHERVIDOR				
PRESIÓN	4 kPa			
TEMPERATURA	258°C			

CARGA TÉRMICA	235.5 kW
CARGA TÉRMICA	235.5 kW

En la **Figura 4.4** se muestra un esquema de la zona de agotamiento de la columna con el tipo de rehervidor necesario para la operación y un posible lazo de control para el nivel del líquido en la misma.

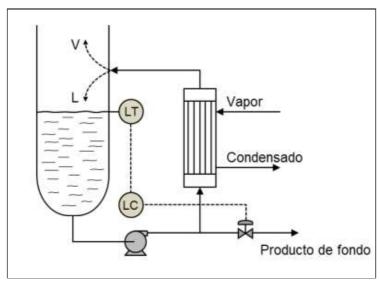


Figura 4.4. Diagrama del sistema rehervidor-columna.

2.1.4 Sistema de vacío

Para alcanzar el nivel de vacío deseado en la torre se deben utilizar bombas de succión o dispositivos que causen el mismo efecto; el tipo de bomba puede variar de acuerdo a las condiciones de operación, los compuestos químicos involucrados y las dimensiones de la torre.

A continuación se describen brevemente los equipos usados más comúnmente para generar vacío en las operaciones a escala industrial y posteriormente se seleccionará uno de ellos en función de los requerimientos del proceso .[11]

Bombas de anillo líquido

Se utilizan generalmente para condiciones de carga pesadas de vapor. Un sellante líquido se utiliza con el vacío operacional limitado cerca a los 4 kpa. Se puede aumentar el nivel de vacío con el uso de aceite, glicol u otro líquido siempre que esté por debajo de la presión de vapor. Su principio de funcionamiento es mediante la compresión del fluido que ingresa por la entrada de la bomba, el cual recorre la zona de la caja voluta mediante el movimiento acéntrico del impulsor central. Ver **Figura 4.5**.

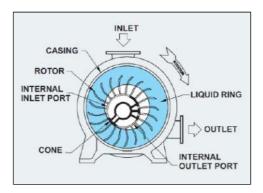


Figura 4.5. Esquema bomba de anillo líquido.

Ventajas del usos de bombas de anillo líquido

- Posibilidad de bombear prácticamente cualquier tipo de vapor o gas.
- Los gases a bombear pueden estar saturados de vapor o gas con líquido.
- Cámara de compresión libre de lubricante, lo cual evita mezclas innecesarias.
- Trabajo seguro, bajo nivel de ruido, libre de vibraciones, y bajo mantenimiento.

Desventajas del uso de bombas de anillo líquido:

- El maquinado debe ser muy bueno con tolerancias mínimas (acabado tipo espejo) para evitar pérdidas por fugas, entre el rodete y la carcaza.
- Para mejorar la eficiencia de la bomba se debe diseñar una carcasa, no circular, sino ovalada, lo que implica mayores costos.

Bombas rotatorias de paletas

Las bombas de vacío de paleta son bombas selladas con aceite, usadas para bombear gases secos y no reactivos. Puesto que se utiliza aceite como sellante y lubricante; la limitación práctica del vacío es alrededor del orden de los 0.5 kpa. Por las dimensiones en las que se suelen comercializar estas bombas, en general de baja capacidad y por el tipo de gases presentes en la torre de destilación, los cuales pueden ser succionados y perjudicar de manera adversa las partes internas de estas bombas, no se considera que sean una buena opción. Ver **Figura 4.6**.

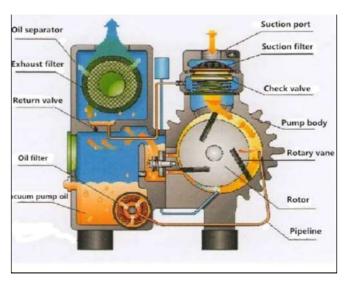


Figura 4.6. Esquema bomba rotativa de paletas.

Eyectores de vacío

Los eyectores de vacío funcionan con el efecto Venturi, el cual consiste en un fenómeno en el que un fluido en movimiento dentro de un conducto cerrado disminuye la presión, al mismo tiempo que aumenta la velocidad al pasar por una zona de sección menor.

Si en este punto del conducto se introduce el extremo de otro conducto, se produce una aspiración del fluido que circula por el mismo.

El tipo de fluido en movimiento o de transporte puede variar de acuerdo al nivel de vacío requerido y a las especificaciones del proceso.

Los eyectores de vacío son los equipos mayormente utilizados en torres de destilación debido a sus ventajas frente al resto, entre las cuales se destacan : [12]

- Su diseño es compacto y su peso es reducido.
- No generan calor.
- No tienen partes móviles, lo que se traduce en poca necesidad de mantenimiento y en poco desgaste.
- Se pueden montar en cualquier posición.
- Son aptos para numerosas aplicaciones y sectores industriales.
- Se fabrican diferentes diseños y niveles de potencia.

Para entender mejor su funcionamiento, en la **Figura 4.7** se muestra un esquema de un eyector y sus principales componentes.

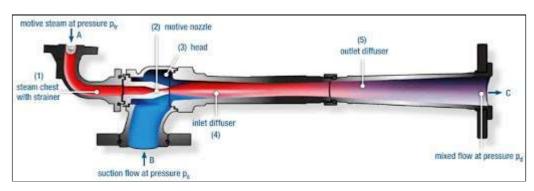


Figura 4.7. Partes de un eyector de vacío.

Por las notables ventajas mencionadas, se decide que implementar un sistema de vacío que utilice eyectores es la alternativa más atractiva frente al proceso.

A continuación se profundiza la disposición de los eyectores y los puntos clave a tener en cuenta.

Fluido a utilizar

El fluido motriz del eyector puede ser aire, vapor de agua u otros gases, sin embargo se encontró que el vapor de agua es el fluido de preferencia por su alto rendimiento y su disponibilidad en planta, sumado a que usualmente el costo para ser producido es más bajo que los costos por consumo eléctrico para obtener aire comprimido.^[13]

Etapas de vacío

El número de etapas depende del nivel de vacío a alcanzar. Se encontró que para las condiciones de operación en la zona de enriquecimiento de la torre, se necesita un sistema de vacío de **tres etapas**. Ver **Figura 4.8**.

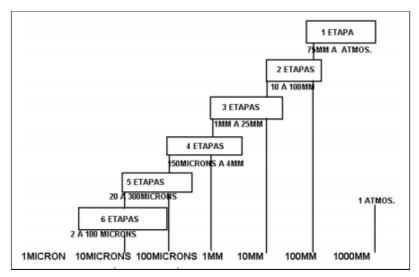


Figura 4.8. Etapas requeridas para lograr el vacío deseado.

Para aumentar la eficiencia del proceso de vacío, se debe contar con intercondensadores entre cada etapa a fin de disminuir el tamaño de los eyectores debido a que la relación de compresión es cada

vez menor, por lo tanto el caudal de fluido motriz disminuye entre cada etapa. En la **Figura 4.9** se observa un diagrama de flujos posible para el sistema mencionado. ^[13]

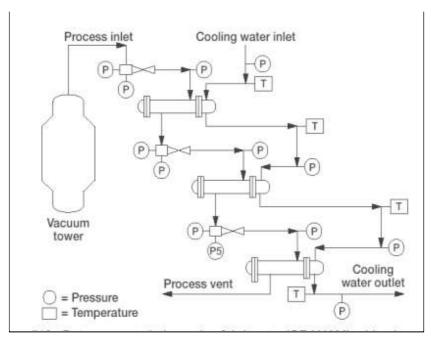


Figura 4.9. Diagrama de flujos del sistema de vacío de tres etapas.

Los intercondensadores mencionados anteriormente, son equipos de intercambio de calor que deben estar provistos de salidas superiores para el escape de gases no condensables en caso de que los haya. En la **Figura 4.10** se muestra un ejemplo de un intercondensador de tubos y coraza con sus respectivas entradas y salidas a modo de ejemplo .^[13]

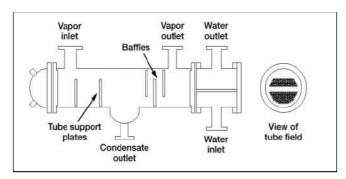


Figura 4.10. Intercondensador de un sistema de vacío habitual.

Los gases y vapores que salen de la columna de destilación hacia los eyectores, siempre contienen pequeñas cantidades de materia grasa y ácidos grasos que pasan al condensador principal del grupo de vacío. La cantidad total de contaminantes depende del lavador de gases instalado, que los reduce considerablemente, pero, aún con diseños buenos, una parte pasa al grupo de vacío, lo que puede implicar ensuciamiento tanto de las cañerías de conducción como de los equipos involucrados.

Para solucionar radicalmente estas dificultades, lo ideal es evitar todo contacto entre el efluente gaseoso y el agua de la torre de enfriamiento, por lo que se debe descartar el empleo de intercondensadores de contacto directo.

Dicho esto, se propone el uso, dentro del sistema de vacío, de un condensador de superficie con sistema de lavado y condensación en película descendente, con el uso de una solución que se dispersa de modo uniforme sobre los tubos para que se forme una película alcalina que lave en forma continua las paredes internas, al mismo tiempo que neutraliza los ácidos grasos. Los jabones formados se disuelven, de manera que el líquido circulante se mantiene limpio. Para que la alcalinidad no decaiga y la concentración de jabón se mantenga dentro de límites convenientes, es necesario purgar una parte del caudal circulante y reponer igual cantidad de solución alcalina. Los gases llegan al grupo de desaire muy poco contaminados y pueden expulsarse a la atmósfera. Una representación esquemática de cómo estarían conectados los equipos involucrados se muestra en la Figura 4.11.

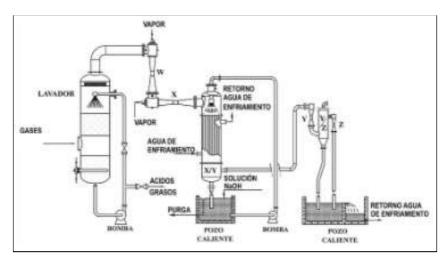


Figura 4.11. Esquema sistema de vacío con condensador de película descendente.

2.1.5 Sistemas de control

El control del proceso consiste en minimizar el efecto de las perturbaciones externas mediante la manipulación de variables y por otro lado hacer que el sistema sea más estable.

Los objetivos ordenados según su prioridad son:

- Operación segura y estable: Este es el primer objetivo de control, para poder alcanzarlo se deben cumplir los siguientes hitos:
 - Los cambios en los caudales del proceso deben ser suaves y graduales para no alterar de manera abrupta el comportamiento de la columna como el de los equipos aguas abajo.
 - Que la operación se desarrolle sin ocasionar problemas tales como inundación, canalizaciones, arrastres, etc; estos problemas perjudican la eficacia de la columna.
 - Cumplir las restricciones marcadas por la operación de la columna, por ejemplo, límites de presión, temperaturas a las que provocan descomposición térmica en los productos, evitar que ciertos compuestos polimericen ó que se aspire una mayor cantidad de vapores hacia el sistema de vacío.

- **Control de composición:** Este objetivo sólo se tiene en cuenta cuando es necesario controlar una o más de las composiciones de los distintos productos de la columna.
- Operación óptima: Aunque sea el objetivo menos prioritario también es muy importante, ya
 que operar la columna de forma óptima tiene la ventaja de que se ahorran costes en el
 consumo de energía y se maximiza la recuperación de los productos principales. Este
 objetivo no debe entrar en conflicto con los anteriores, ya que estos son prioritarios en la
 operación.

Variables de control en una columna de destilación. [14]

En el problema del control de procesos existen tres tipos de variables: manipuladas, controladas y perturbaciones.

- Controladas: Las variables controladas en una columna de destilación con extracciones laterales son: la presión, los niveles de líquido en el fondo de la columna y en la cámara de reflujo, y la composición de los distintos productos. Estas variables se pueden dividir en dos tipos:
 - Variables que deben ser controladas: Dentro de este tipo se incluyen la presión y los niveles. Dichas variables son controladas con vista a conseguir el primero de los objetivos de control, por tanto sus puntos de consigna son establecidos únicamente al tener en cuenta consideraciones de seguridad y estabilidad de la operación, y sin considerar las especificaciones de los productos. Por tanto es necesario mantener la presión y los niveles de líquido constantes para prevenir la acumulación de vapor y de líquido respectivamente. Si esta acumulación (positiva o negativa) no se previene, un sistema continuo no puede operar de manera estable ni alcanzar el régimen permanente.
 - Variables que pueden ser controladas: En este tipo se incluyen las composiciones de destilado y producto lateral y de fondo. Estas variables se controlan para cumplir con el segundo objetivo de control, por lo tanto sus puntos de consigna se establecen solamente por las especificaciones de pureza de los productos. Estos controles de composición pueden ser directos, es decir, mediante el uso de medidores de composición en las corrientes productos; o indirectos, es decir, mediante la medición de una propiedad representativa de la composición del producto, como por ejemplo la densidad, la presión de vapor, punto de congelación, y el más común, la temperatura de una etapa.
- Manipuladas: Las variables manipuladas son aquellas que se manipulan al variar sus caudales a través del elemento final de control. Al manipular estas corrientes se consiguen controlar las variables deseadas. Las variables manipuladas son:
 - Caudal de destilado
 - Caudal de producto del medio
 - Caudal de producto de fondo
 - Caudal de reflujo
 - Caudal de fluido de refrigeración
 - Caudal de fluido calefactor

- **Perturbaciones:** Las perturbaciones son variables que afectan a la operación de la columna. Dichas perturbaciones deben ser rechazadas eficazmente por el sistema de control, siendo recomendable que este actúe antes de que afecten a las variables controladas. Las más habituales son:
 - Caudal de alimentación
 - Composición de la alimentación
 - Temperatura de la alimentación
 - Presión de suministro del vapor calefactor
 - Temperatura del agua de refrigeración

Dicho esto, se indican en la **Tabla 4.5** los conjuntos de variables a controlar y variables a manipular.

Tabla 4.5. Principales lazos de control de la columna.

	CONTROL DE LA COLUMNA					
VARIABLE A CONTROLAR			EFECTO DE UNA DISMINUCIÓN EN LA VARIABLE A MANIPULAR			
Composición del destilado	Caudal de destilado	Disminución de la composición del componente más volátil. Aumento de la temperatura del destilado y del reflujo. Aumento de la temperatura de operación en la zona de enriquecimiento.	Enriquecimiento en el componente más volátil. Disminución de la temperatura del destilado y del reflujo. Disminución de la temperatura de operación en la zona de enriquecimiento.			
Temperatura del destilado	Caudal de fluido refrigerante en el condensador	Disminución de la temperatura del producto de tope. Disminución de la temperatura del destilado y del reflujo. Disminución de la temperatura de operación en la zona de enriquecimiento.	Aumento de la temperatura del destilado y del reflujo. Aumento de la temperatura de operación en la zona de enriquecimiento.			
Temperatura del producto de fondo	Caudal de fluido auxiliar en el rehervidor	Incremento en la temperatura del producto de fondo. Aumento de la presión de vapor dentro de la columna. Degradación de los componentes termosensibles.	Disminución en la temperatura del producto de fondo. Disminución de la presión de vapor dentro de la columna. Aumento del nivel de líquido en el fondo.			
Nivel de líquido en el fondo	Caudal del producto de fondo	Disminución del nivel de líquido en el fondo. Disminución del caudal de producto de tope. Disminución de la temperatura en el condensador. Disminución de la temperatura en el rehervidor.	Aumento del nivel de líquido en el fondo. Aumento de la temperatura en el rehervidor. Aumento de la presión de vapor dentro de la columna.			

3. Purificación de Glicerol

Como se ha mencionado en capítulos anteriores, parte del proyecto consta de la elaboración de productos emulsionantes a base de monoglicéridos, destinados, en mayor medida, a la industria alimenticia. Para su producción, se utilizará el glicerol obtenido como subproducto de la hidrólisis de aceite usado, lo que da así valor agregado a un producto que en la actualidad presenta una gran oferta en el mercado debido a la producción de biodiesel, lo que conlleva a un bajo valor comercial.

En el capítulo anterior se ha diseñado el reactor de glicerólisis y se han especificado las condiciones de operación, incluyendo la composición de la alimentación. Respecto al glicerol, se ha presentado una secuencia de etapas preliminar, la cual consistía en:

- Extracción del "agua dulce" del reactor de hidrólisis.
- Evaporación del agua con el objetivo de obtener glicerol puro y vapor de agua para servicio.
- Alimentación del glicerol refinado al reactor de glicerólisis.

En esta instancia, se detallarán las operaciones que deben realizarse con el objetivo de lograr una corriente de glicerol de alta pureza para alimentar al reactor de glicerólisis. Para ello, se ha hecho un relevamiento de los procedimientos industriales más difundidos en la actualidad para recuperar el glicerol de distintos procesos como son la transesterificación, saponificación o desdoblamiento de grasas y aceites. [15–17]

Se han comparado técnicas y operaciones, que varían en función de las impurezas y sus proporciones en los distintos residuos de glicerol, y se ha concluido que el proceso más adecuado, teniendo en cuenta las condiciones de presión y temperatura en que se dispone del agua dulce, consta de los pasos que se listan a continuación.

1. Evaporación. El objetivo de esta etapa es concentrar el glicerol hasta valores por encima del 99% en peso (de forma de no introducir agua al reactor de glicerólisis) al mismo tiempo que se intenta minimizar las pérdidas del mismo en la corriente acuosa. Se ha recurrido al simulador comercial Unisim, se ha seleccionado el paquete termodinámico adecuado en función del *Diagrama de Carlson*, y se han simulado dos columnas: una correspondiente al método corto, y con la información obtenida, se implementó el método riguroso. En la **Tabla 4.5** se muestran las características de la torre en cuestión; y en la **Figura 4.12** se pueden apreciar las condiciones de operación de la misma.

Tabla 4.5. Características de la columna recuperadora de glicerol.

COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE GLICEROL			
CARACTERÍSTICAS GENERALES			
NÚMERO DE ETAPAS TEÓRICAS	5 (4 + Rehervidor)		
ETAPA DE ALIMENTACIÓN	1		
RELACIÓN DE REFLUJO	1		
RELACIÓN DE REFLUJO MÍNIMO	0.15		

DIÁMETRO COLUMNA	1.829 m		
ÁREA TRANSVERSAL	2.627 m2		
RELLENO	Pall Rings Metal 2"		
НЕТР	0.5993 m		
ALTURA	2.397 m		
CAÍDA DE PRESIÓN	0.6637 kPa		
PORCENTAJE DE INUNDACIÓN	66.83 %		
ACCESORIOS			
REJA DE SOPORTE	Etapas 4		
REJA DE SUJECIÓN	Etapa 1		
COLECTOR Y REDISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO	Etapa 1		
ELIMINADOR DE NEBLINA	Por encima de Etapa 1		
SOBRE	DIMENSIONAMIENTO		
10 % HETP	0.24 m		
FONDO - ACUMULACIÓN DE LÍQUIDO	1.8 m		
ALTURA TOTAL DE LA TORRE	4.5 m		

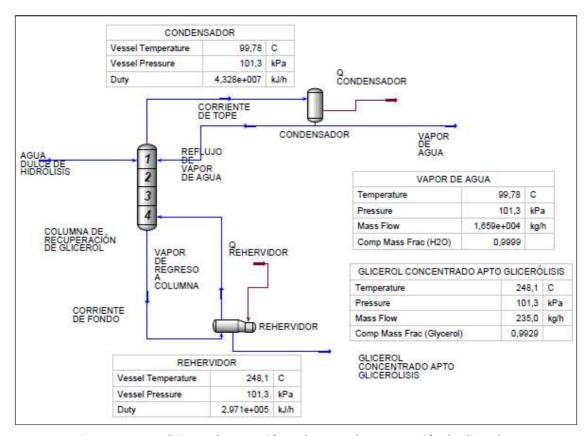


Figura 4.12. Condiciones de operación en la etapa de recuperación de glicerol.

- 2. **Neutralización.** Esta etapa puede ser opcional, aunque se despreciará en este caso dado que se ha considerado que la corriente de agua dulce proveniente de la hidrólisis no contiene trazas de AG (al igual que se consideró que la corriente de AG tiene humedad nula). En la práctica, si la corriente presentara un pH ácido debido a la presencia de estos ácidos grasos, puede utilizarse soda cáustica como agente neutralizante para equilibrar el nivel de acidez.
- 3. **Filtración.** Esta operación depende directamente de la anterior. Las sales de neutralización, que permanecen aún en la glicerina, pueden ser eliminadas mediante una etapa de filtración, en este caso dichas sales son parcialmente solubles en glicerol, por lo tanto no serían tenidas en cuenta.
- 4. **Decoloración.** Esta etapa es deseable cuando se necesita obtener glicerol de grado analítico, y se podría llevar a cabo con el objetivo de lograr glicéridos sin aspecto amarillento luego de la glicerólisis. Sin embargo, también se omitirá, dado que no tiene sentido incluir esta etapa antes de llevar a cabo la reacción, en donde esta corriente es mezclada con el AVU donde se transferirá a los productos el color amarillento del AVU.

4. Purificación de Glicéridos

Como se mencionó anteriormente, se obtendrán dos productos con distintos grados de calidad. Uno de ellos, será el producto con mayor valor de venta, los monoglicéridos destilados (MGD). El otro producto es el resultado del aprovechamiento de las corrientes de fondo de las dos etapas de destilación llevadas a cabo en la planta; tiene un contenido de MG más bajo y una proporción considerable de DG, TG y AG.

Dado que, al menos los Monoglicéridos Destilados, serán destinados a la industria alimenticia, los jabones formados durante la glicerólisis por los catalizadores alcalinos deben ser eliminados, ya que tienen efecto nocivo sobre la estabilidad del material. La eliminación de estos jabones no está libre de inconvenientes pues los mono y diglicéridos tienen propiedades emulsionantes que dificultan los lavados acuosos.

Ross, Bell, Arrowsmith y Gebhart (1946) han mostrado que los monoglicéridos pueden ser destilados a 0,2 mmHg de presión (según el peso molecular del ácido combinado) a partir de sus mezclas con di- y triglicéridos, y recomiendan la eliminación de álcalis y jabones antes de proceder a la destilación. Los procedimientos modernos permiten la producción en escala industrial, por destilación molecular, de concentrados que responden a un 93-95% de monoglicéridos. Estos métodos conducen, además, a productos de bajo color y mejores características generales. [18]

Dicho esto, y con la consideración de las etapas mencionadas y los requerimientos tanto energéticos como de equipamiento para alcanzar las condiciones de operación, se propone el siguiente proceso de purificación de los monoglicéridos:

1. **Neutralización:** Debido a la naturaleza de la reacción de glicerólisis, la cual se lleva a cabo en presencia de un catalizador básico, debe realizarse una neutralización posterior. En estas condiciones el pH de la mezcla es alrededor de 13, por lo que se procede al agregado de

ácido fosfórico a fin de llegar a un valor neutro. Dichos cálculos se encuentran detallados en el Capítulo 3.

2. **Enfriamiento:** Se alimenta la mezcla en un intercambiador de calor de tubos y coraza con el objetivo de disminuir la temperatura de los productos hasta un punto en que sea posible y eficiente una separación de glicerol sin reaccionar y glicéridos. [19] La información es escasa y variada en cuanto a la miscibilidad entre las fases glicerol y lipídica, sin embargo, se hará una aproximación basada en los datos plasmados en la **Figura 4.13** sobre la solubilidad del Glicerol en los glicéridos.

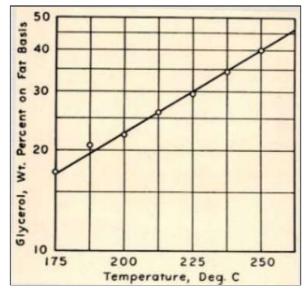


Figura 4.13. Solubilidad de Glicerol en Glicéridos.

Dado que se quiere obtener MG sin GL, se debe enfriar el producto de neutralización tanto como sea posible, al menos por debajo de 80°C, ya que por encima de este punto la proporción de GL que se encontrará en el emulsionante de alta calidad será considerable.

Además, se ha hallado en estudios de la producción de biodiesel que, para temperaturas de 65°C, la composición de grasas en glicerol ronda el 30 % en peso .^[20]

Dicho esto, y mediante una estimación del punto de fusión de la mezcla como el promedio ponderado de los puntos de fusión de cada componente, la cual finalmente resultó en un valor de 30°C, se decide que la temperatura de la mezcla debe ser de al menos 50 °C para obtener una separación aceptable.

Se realizó una regresión lineal de los datos de solubilidad de glicerol en grasas en función de la temperatura y para la temperatura de 50°C el valor calculado es muy bajo, por lo que se aproximará como 1%.

Por otro lado, se estimó la solubilidad de los glicéridos en glicerol en un 20% a dicha temperatura.

A partir de dichos valores, se puede calcular caudal y composición de dos fases, como se muestra en la **Tabla 4.6**.

Tabla 4.6. Propiedades de las corrientes susceptibles a la separación mecánica.

PROPIEDADES FASES LIVIANA Y PESADA						
FASE		INICIAL	LIVIANA	PESADA		
CAUDAL (KG/H)		1377.5	1244.5	133		
CONCENTRACIÓN MÁSICA (% M/M)	LÍPIDOS AG, MG, DG, TG)	91	99	14.8		
	GLICEROL	6.7	1	60.3		
	CLORURO DE CALCIO	2.3	0	24.6		
DENSIDAD (G/L A70°C)		970	920	1430		

3. Centrifugación: La centrifugación es un proceso de separación que utiliza la acción de la fuerza centrifuga para promover un asentamiento acelerado de partículas en una mezcla sólido-líquido, o de líquidos de distintas densidades para una mezcla líquido-líquido. Para esta operación se utilizan centrifugas, cuyo principio de funcionamiento se basa en la rotación de un tambor a altas revoluciones, lo cual desarrolla fuerzas del orden de 13000 veces la de la gravedad.

El recipiente es alto y estrecho, con un diámetro de 10 a 15 cm y una altura de 60 cm a 1,5 m que gira dentro de una carcasa a unas 15.000 rpm. En el interior del rotor hay tres pantallas que obligan al líquido a ir a la misma velocidad de rotación que el perímetro del rotor (**Figura 4.14**). $^{[B]}$

La alimentación se efectúa en forma de chorro por medio de una boquilla insertada a través de una abertura en el fondo del rotor y se separa en dos capas concéntricas (tabiques) de líquido en el interior del recipiente. La fase pesada se recolecta sobre las paredes, mientras que la fase ligera forma una capa concéntrica en la parte interior de la fase pesada.

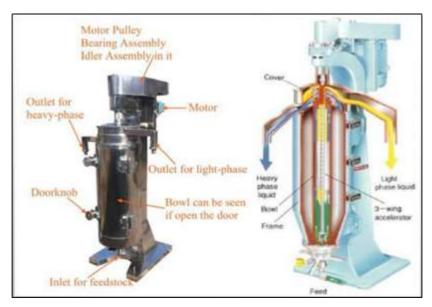


Figura 4.14 Centrífuga de rotor Tubular.

La elección del equipo se realizó en base al flujo que puede procesar la centrífuga, y luego mediante el cálculo del radio de la interfase, es posible definir el diámetro de los tabiques de separación o la velocidad de giro del motor cuando sea necesario.

Mediante la búsqueda en catálogos de fabricantes (**Tabla 4.7**), se encontraron distintos modelos para diferentes capacidades de procesamiento. Al recordar el flujo másico de la corriente de salida del reactor de neutralización, 1375~kg/h; se puede considerar la utilización del modelo GF-105, el cual tiene una capacidad de procesamiento de 1500~kg/h si el fluido es agua. Por lo que se brinda un 10% de sobredimensionamiento para asegurar que se cumplan las condiciones requeridas con el fluido de proceso en cuestión.

		转鼓 Drum					141000000000000000000000000000000000000	National Control	Annana
型号 Model	Model 円位	高度 Height (mm)	容积 Volume (L)	转速 Rotary speed (r/min)	分离因数 Separation factor (ω²r/g)	噴嘴直径 Nozzie diameter (mm)	生产能力 (通水量) Productivity(water flow) (kg/h)	电机功率 Power (KW)	机器重量 Weight (kg)
GF45	45	280	0.45	50000	60000	2, 3	150	0.75	90
GF75	75	450	2.7	21000	22500	4. 6	500	1.5	300
GF105	105	730	6	19000	21000	6, 8	1500	2.2	480
GF125	125	730	7.4	16000	18000	5, 8, 9	2000	3.0	520
GF137	137	730	9	15000	17000	6, 8, 10	3000	3.0	550
GF150	142	730	10	15000	17000	8, 10, 12	3000	3.0	550

Tabla 4.7. Catálogo de modelos de centrífugas tubulares. [21]

Luego, en la **Figura 4.15** se observan todas las medidas necesarias para el diseño correcto de la centrífuga y la colocación de las pantallas de separación, en donde por un lado, es necesario conocer una expresión para definir el radio de la interfase " r_2 " (Foust, 1987). [B] Por otro lado, los radios restantes dependen de la ubicación de las pantallas regulables del equipo.

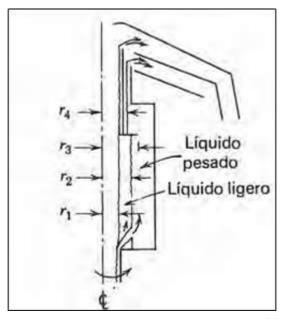


Figura 4.15. Medidas de una centrífuga tubular $.^{[B]}$

Donde:

- r1: radio hasta la parte superior de la capa líquido-líquido

- r2: radio hasta la interfase líquido-líquido

- r3: radio hasta el borde exterior del depósito

- r4: radio hasta la superficie del líquido pesado corriente abajo del depósito

La variación de la presión a lo largo del radio del equipo se puede expresar como:

$$\frac{dP}{dr} = (\omega^2 r) \cdot \rho$$

Al separar variables e integrar se llega a una expresión que indica la diferencia de presiones entre dos puntos del radio del equipo en una de las fases.

$$P_2 - P_1 = \frac{(\omega^2 \rho)}{2} \cdot (r_2^2 - r_1^2)$$

Finalmente, el objetivo es hallar el radio de la interfase, es decir el punto en el cual la diferencia de presión entre las dos fases es la misma, por lo tanto:

$$\frac{\left(\omega^2 \rho_{pesado}\right)}{2} \cdot \left(r_2^2 - r_4^2\right) = \frac{\left(\omega^2 \rho_{liviano}\right)}{2} \cdot \left(r_2^2 - r_1^2\right)$$

Luego de resolver la ecuación anterior, se llega a:

$$r_{2} = \sqrt{\frac{r_{4}^{2} - \frac{\rho_{liviano}}{\rho_{pesado}} \cdot r_{1}^{2}}{1 - \frac{\rho_{liviano}}{\rho_{pesado}}}}$$

Dado que se cuenta con los datos del modelo *GF-105* y bajo consideración de que, la densidad de cada una de las fases se corresponde con las mencionadas en la Tabla 4.6, se obtiene:

$$D_{tambor} = 10,5 cm$$

$$r_1 = 2,54 cm$$

$$r_4 = 2,59 cm$$

Se llega a:

$$r_2 = 2,724 \ cm$$

Por último, para el radio del tabique de derrame " r_3 ", hay que asegurarse de que dicho valor sea mayor a " r_2 " para que la separación suceda de forma correcta. [$^{[B]}$

- 4. **Recuperación del Glicerol.** La fase pesada tiene un alto contenido de fosfato de calcio. Sin embargo, esta sal se utiliza, entre otros fines, como aditivo alimentario para retener humedad, mejorar la textura de panificados, y como agente leudante. [22] Es por eso que se optará por su incorporación al producto emulsionante de menor calidad, bajo la consideración de que su concentración másica en este es muy baja. De esta manera, se evita una etapa adicional de purificación. Dicho esto, se reduce a 0 la cantidad de corrientes efluentes de la planta y se aumenta la producción.
- 5. **Destilación molecular.** La fase lipídica se alimenta a un equipo de destilación molecular, lo que permite obtener una elevada concentración de monoglicéridos en el producto final. En la **Figura 4.16** se muestran las propiedades de las corrientes involucradas en esta etapa y, además, se ven las características del producto de menor calidad obtenido. Este último, como ya se mencionó, es el resultado de mezclar las corrientes de fondo tanto de la destilación de MG, como de la destilación de AG y el glicerol recuperado.

La destilación molecular se ha simulado en Unisim Design como una etapa de separación flash, aunque, no son exactamente lo mismo. Las dimensiones aproximadas de este equipo son:

Altura: 8 mDiámetro: 3 m

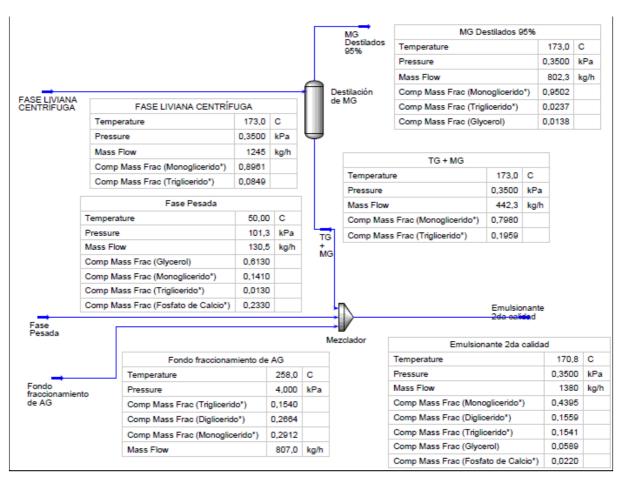


Figura 4.16. Emulsionantes producidos.

- 6. **Decoloración.** Las dos corriente resultantes, MGD y MG-DG, deben ser decoloradas mediante una etapa de filtración con carbón activado, con el objetivo de eliminar el color amarillento que presentan. Luego de dicho tratamiento, se obtendrán dos productos prácticamente incoloros (en caliente), que una vez enfriados, se verán blancos.
- 7. **Pulverización.** Los dos productos se alimentan, cada uno, a un pulverizador por atomización donde se enfrían con aire y se obtienen los productos finales. La presentación de los mismos podrá ser en polvo o escamas, en función de las características de los equipos seleccionados .^[23] En la **Figura 4.17** se muestra un sistema típico de pulverización por atomización y enfriamiento.

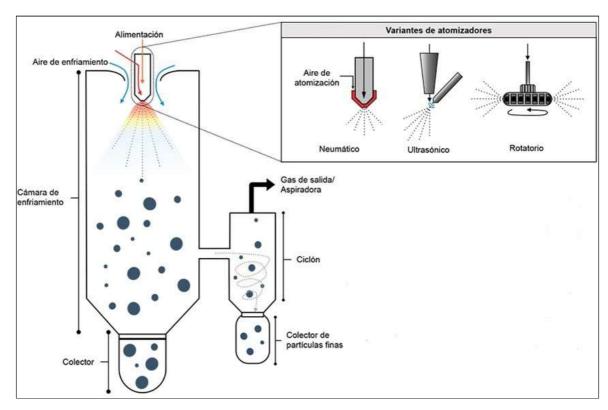


Figura 4.17. Sistema tradicional de pulverización por atomización y enfriamiento.

En el caso de los MDG solo basta con proveer aire a temperaturas menores a la de fusión de la mezcla; la cual fue ponderada en 50°C. Por otro lado, la temperatura ambiente máxima en la zona de ubicación de la planta se encuentra entre los 32°C y los 8°C, lo que indica que incluso en el peor de los escenarios se puede lograr un correcto funcionamiento del equipo (Figura 4.18). [24]

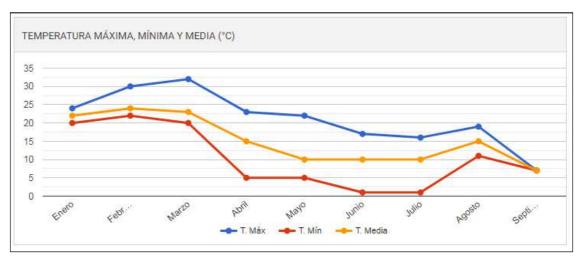


Figura 4.18. Promedio de temperaturas en Pilar, Buenos Aires (2018/2019/2020).

5. Conclusiones

Se han cumplido los objetivos del capítulo, y como resultado más relevante, se han definido los procesos de purificación de los ácidos grasos, los monoglicéridos y del glicerol. Se ha dimensionado

la columna de destilación y se han seleccionado los accesorios internos de la misma. Se ha dimensionado también el equipo necesario para realizar la purificación de los MG y se han calculado las etapas ideales requeridas para lograr un altísimo nivel de recuperación del glicerol.

Uno de los puntos más relevantes de este capítulo ha sido la definición de un nuevo producto, el que surge a partir de las corrientes que hubieran resultado en reciclos o corrientes de descarte. Dicho esto, queda en evidencia el bajo nivel de generación de residuos que se logra en la planta.

Para el siguiente capítulo, "Integración Energética", se realizará el dimensionamiento de los equipos asociados a las operaciones mencionadas en este capítulo, ya sea los eyectores del sistema de vacío, o los intercambiadores de calor.

El diagrama de flujo completo y final será presentado en el capítulo siguiente, luego de concluir la selección y diseño de las etapas de proceso de la planta en cuestión.

6. Bibliografía

6.1 Manuales

- A. Treybal, R. E., & García Rodríguez, A. (1988). Operaciones de transferencia de masa.
- B. Foust, A. S., & Lanuza, E. (1961). Principios de operaciones unitarias.

6.2 Artículos Científicos y sitios web

- 1. Palla, C. A., & Carrin, M. E. (2014). O% Trans: interesterificación y fraccionamiento como estrategias tecnológicas.
- 2. Villegas, A. M., & ROJAS, N. Y. (2005). Recuperación de ácidos grasos de calidad comercial a partir de residuos de la refinación de aceites comestibles (Doctoral dissertation, Uniandes).
- "Destilación de Glicerina". Andreotti Impianti Technology. https://www.andreottiimpianti.com/es/tecnologia/oleoquimicos
- "Glycerine Refining" .Lipico Technology.
 http://www.lipico.com/processes_fatty-acid-fractionation.html
- Dimensionamiento de una planta piloto de destilación de hidrocarburos, provenientes de la pirólisis de plásticos. Universidad de Costa Rica - Facultad de Ingeniería. José Alejandro Oviedo Rodriguez (2018).
- 6. Turton, R., Bailie, R., & Whiting, W. (2009). Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. Boston, Estados Unidos: PRENTICE HALL.
- 7. Mistretta, A. M. (2012). Diseño de una columna de destilación para recuperación de una sustancia termosensible (Doctoral dissertation, PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO).

- 8. "Modelado avanzado de desodorización y refinación física de aceites vegetales en columnas de relleno estructurado". Ing. Marcelo Carlos Usseglio. Facultad de Ingeniería. La Plata
- 9. P. Ollero, E. Fernández, Instrumentación y Control de Plantas Químicas. Editorial Síntesis, 2012
- 10. García, E., Quiles, E., Morant, F., Correcher, A., & Blasco, R. (2001). Diagnóstico de fallos de una columna de destilación. Departamento de Ingeniería de Sistemas y Automática, Universidad Politécnica de Valencia, España, E-mail:{egarciam, fmorant, equiles, rblasco ancorsal}@ isa. upv. es-15.
- 11. Optimización de un sistema de potabilización por vacío. Universidad Nacional de Los Andes Departamento de Ingeniería Mecánica. Rafael Beltrán (2003).
- 12. Exxon-Mobil. 1996. Design Practices. Compressors, Ejectors, Exxon Research and Engineering Company.
- 13. Ingeniería Bernoulli S.A. FLuidodinámica y Vacío, Tecnología de Capa delgada Agitada. Sistemas de Vacío Limpios para la industria de grasas y Aceites.
- 14. Ambrocio, A. L. P., Rebaza, C. A. M., Martinez, W. C., & Sanchez, D. M. (2015). Diseño e implementación de un sistema de control difuso a una columna de destilación. *Ingeniería: Ciencia, Tecnología e Innovación*, 2(1), 33-33.
- 15. "Destilación de Glicerina". Andreotti Impianti Technology. https://www.andreottiimpianti.com/es/tecnologia/destilacion-de-la-glicerina
- 16. "Glycerine Refining" .Lipico Technology. http://www.lipico.com/processes_glycerine-refining.html
- 17. Posada, J. A., Cardona, C. A., & Cetina, D. M. (2009). Bio Glicerol como materia prima para la obtención de productos de valor agregado. *CARDONA, CA Avances investigativos en la producción de biocombustibles. Manizales: Artes Gráficas Tizan*, 103-127.
- 18. Alvarez Serafini, M. S. (2018). Valorización catalítica de aceites vegetales: síntesis de ésteres metílicos y monoglicéridos de ácidos grasos.
- 19. "Monoglicéridos Destilados". SMS Inside Excellence. https://www.sms-vt.com/es/industrias-aplicaciones/aceites-y-grasas-oleoquimicos/monoglic erido.
- 20. Romero, L., Cortez, R., Sánchez, L., Piracoca, M., Ayala, L., & Becerra-Castro, Y. (2012). Proceso integral de obtención de glicerol como subproducto de la producción de biodiésel, a partir del aceite de higuerilla. *Ingeniería Investigación y Desarrollo*, 12(2), 9-14.
- https://spanish.alibaba.com/product-detail/gf105-liquid-liquid-solid-3-phase-separation-t ubular-centrifuges-62098101840.html?spm=a2700.8699010.normalList.22.7e8a60f3WiC JT3

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA AGUSTÍN NICOLÁS SORIA - TOMÁS JOAQUÍN VISPO

- 22. Erviti, J., López, A. (2009) "Sales de calcio". Navarra. Servicios de prestaciones farmacéuticas.
- 23. "Refrigeradores de pulverización". GEA Technology. https://www.gea.com/es/products/dryers-particle-processing/spray-coolers/index.jsp?i=foo d&m=food-ingredients
- 24. https://www.meteored.com.ar/tiempo-en_Pilar-America+Sur-Argentina-Provincia+de+Buenos+Aires--sactual-16910.html







CAPÍTULO 5 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA Y EQUIPOS AUXILIARES



CONTENIDOS:

- Introducción y Objetivos
- Análisis PINCH
- Integración Energética
- Equipos de Transferencia de Calor
- Generación de Vacío
- Provisión de Vapor y Agua de Enfriamiento
- Impulsión de Fluidos
- Transporte de Materiales
- Consumo Eléctrico

Capítulo 5: Integración energética y equipos auxiliares

1. Introducción y objetivos

En este capítulo se analizará la posibilidad de realizar la integración energética entre las distintas líneas de proceso dentro de la planta, con el objetivo de minimizar los requerimientos de energía adicional, y de esa manera prescindir de equipos o corrientes auxiliares a fin de disminuir tanto el valor de la inversión en equipamiento como los costos de operación.

Además se diseñará la red de intercambiadores de calor y se dimensionarán los equipos principales necesarios como bombas, calderas, torres de enfriamiento, etc.

2. Análisis PINCH

El análisis PINCH es una metodología que se lleva a cabo con el fin de optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, lo que minimiza la inversión de capital.

En el diseño de esta planta, el método PINCH se utilizará para conocer las posibilidades de realizar la integración energética, lo que como ya se mencionó, contribuiría a la reducción de los requerimientos de corrientes de servicio, las cuales representan altos porcentajes en los costos de operación.

La metodología PINCH consta de tres etapas listadas a continuación:

- 1. Identificación y descripción de las corrientes calientes, frías y de servicio.
- 2. Elección del ΔT_{min} .
- 3. Confección de las curvas compuestas combinadas (CCC).

2.1 Identificación y descripción de las corrientes calientes, frías y de servicio

Las corrientes frías y calientes se definen como aquellas que deben ser calentadas y aquellas que deben ser enfriadas, respectivamente. Las corrientes de servicio son aquellas que se utilizan para suministrar o remover calor, y generalmente son obtenidas a partir de calderas u hornos, y torres de enfriamiento ó sistemas de refrigeración.

Se decide dejar fuera del análisis de integración a los requerimientos energéticos para condensar y reevaporar las corrientes de tope y de fondo de la destilación de AG, GL y los sistemas de eyectores de vapor para generar vacío, ya que estas etapas son consideradas críticas para el correcto desempeño del proceso y se necesitaría un control automatizado muy riguroso para su correcto funcionamiento; al igual que los consumos de vapor para calefacción tanto del reactor de hidrólisis como del de glicerólisis.^[1]

En la **Tabla 5.1** se identifican las corrientes de proceso que serán tenidas en consideración para el análisis de integración energética.

Tabla 5.1. Corrientes consideradas para la integración energética.

IDENTIFIC	IDENTIFICACIÓN DE CORRIENTES DE PROCESO SUSCEPTIBLES DE INTEGRACIÓN								
CORRIENTE	T INICIAL (°C)	T FINAL (°C)	CAUDAL (kg/h)	CP (kJ/kg.°C)	CARGA CALORÍFICA (kW)	ID.			
AGUA ALIMENTACIÓN HIDRÓLISIS	20	200	14251	4,186	2.982,7	F1			
AVU TOTAL	20	200	4577	2,400	549,2	F2			
GLICÉRIDOS A PURIFICACIÓN	70	173	1244,5	2,042	72,7	F3			
AG ESENCIALES EXTRAÍDOS	56	30	1643	1,729	-20,5	C1			
AG SATURADOS Y OLEICO	192	30	965	2,381	-103,4	C2			
AGUA DESTILACIÓN DE GL	100	30	16344	3,000	-953,4	С3			
PRODUCTOS DE NEUTRALIZACIÓN	260	70	1377,5	2,200	-159,9	C4			
MG DESTILADOS	173	70	802	1,940	-44,5	C5			
EMULSIONANTE MG-DG	172	70	1319	2,082	-77,8	C6			

2.2 Elección del ΔT_{min}

En el diseño de cualquier equipo que involucre transferencia de calor debe cumplirse siempre la Segunda Ley de la Termodinámica, la cual básicamente establece que una corriente caliente no puede ser enfriada por debajo de la temperatura de entrada de la corriente fría, como tampoco una corriente fría puede calentarse por encima de la temperatura de entrada de la corriente caliente.

Para igualar las temperaturas, el área de transferencia de calor debería ser infinita. Dado que en la práctica eso es imposible, debe seleccionarse una diferencia de temperaturas mínima ($\Delta Tmin$) tal que la magnitud de dicha fuerza impulsora permita diseñar un intercambiador o red de intercambiadores de calor de dimensiones posibles de construir.

La elección del ΔT_{min} implica una relación de compromiso entre factores energéticos y económicos, que a priori no pueden ser evaluados; sin embargo, las heurísticas en el diseño de plantas químicas e integración energética de las mismas aconsejan adoptar un ΔT min de $10^{\circ}C$. [1]

2.3 Curvas Compuestas Combinadas (CCC)

Para construir las CCC, se deben seguir los siguientes pasos: dividir todas las corrientes del proceso en frías y calientes; clasificarlas en rangos de temperatura y calcular la capacidad calorífica de cada grupo de corrientes; representar en un gráfico Temperatura vs Entalpía dos curvas, correspondientes a las corrientes frías y calientes; superponer ambas curvas y observar que en todo momento se mantenga una distancia mayor o igual a Δ Tmin entre ellas. En caso de que el último paso no se cumpla, se desplaza horizontalmente la curva correspondiente a las corrientes frías hasta que se cumpla la condición establecida.

Existen distintos softwares de cálculo y simulación para realizar Análisis PINCH que simplifican la construcción de las *CCC*: en este caso se utilizó el *Online PINCH Analysis Tool*. En dicho software se ingresan los valores reportados en la **Tabla 5.1**.

Las *CCC* obtenidas se muestran en la **Figura 5.1**. El punto para el cual el acercamiento es mínimo $(\Delta Tmin)$, se conoce como *Punto PINCH (PP)*.

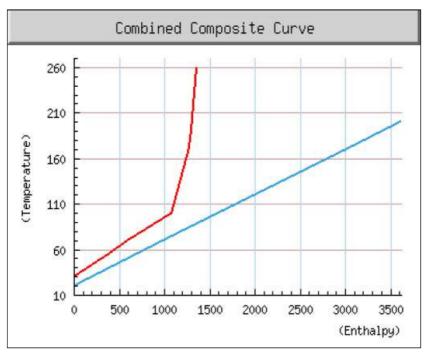


Figura 5.1. Curvas Compuestas Combinadas.

3. Integración energética y elección de intercambiadores

La integración energética se basa en que si una corriente de proceso debe ser calentada y otra debe ser enfriada, ambas pueden intercambiar calor entre sí sin el requerimiento de una corriente de servicio. Las distintas posibilidades de integración energética surgen a partir de los resultados del análisis PINCH.

Para poder llevar a cabo dicha integración, se debe cumplir que la corriente a ser enfriada se encuentre a mayor temperatura que la corriente a ser calentada, y que haya concordancia entre los

calores a remover o suministrar. La diferencia entre estos calores se debe suplir con corrientes de servicio, como por ejemplo vapor de una caldera o agua de una torre de enfriamiento.

Para minimizar los requerimientos de energía, se tendrán en cuenta las siguientes recomendaciones .[2]

- No remover calor a una temperatura mayor a la correspondiente al PP.
- No entregar calor a una temperatura menor al PP.
- No transmitir calor a través del PP.

3.1 Opciones de integración energética

A partir de las *CCC* mostradas en la **Figura 5.1**, es necesario realizar un análisis de las mismas para identificar las distintas alternativas de integración energética y, entre ellas, seleccionar la óptima.

A simple vista, se puede observar que la energía disponible en las corrientes calientes es menor a la requerida por las corrientes frías, por lo que será necesario suministrar calor por corrientes de servicio; sin embargo, los requerimientos de agua de enfriamiento podrían ser nulos en el mejor de los casos.

Por otro lado, se ve que el PP está a muy baja temperatura, por lo que se podrá integrar con una diferencia de temperatura considerable entre las corrientes, lo que permitirá obtener intercambiadores de menores tamaño que en el caso de diferencias de temperatura cercanas al $\Delta Tmin$.

A partir de los datos de la **Tabla 5.1**, es posible calcular los requerimientos totales e ideales de energía a suministrar y a remover entre las corrientes susceptibles de integración energética; cuyos valores son:

Total de energía a suministrar: 3605 kW
Mínima energía a suministrar: 2245 kW
Total de energía a remover: 1360 kW
Mínima energía a remover: 0 kW

Estos valores indican que podría intercambiarse 1360 kW entre corrientes frías y calientes si la integración fuese ideal, aunque el óptimo energético puede no ser el óptimo económico por necesidades de inversión en mayor cantidad de equipos.

Como se mencionó antes, los requerimientos energéticos de los condensadores y rehervidores de la purificación de AG, GL y de los reactores químicos, serán suplidos completamente con corrientes de servicio.

En la **Figura 5.2** se pueden ver los distintos intervalos de temperatura fijados y las corrientes de proceso que coexisten en los mismos. La misma información se presenta de forma simplificada en la **Tabla 5.2.**

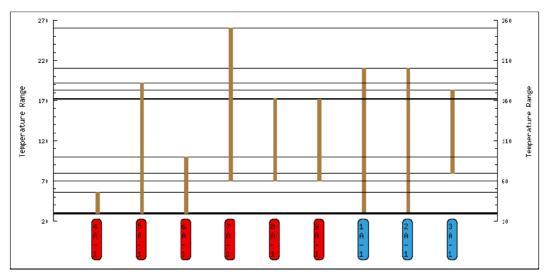


Figura 5.2. Diagrama de Intervalos de Temperaturas.

Tabla 5.2. División entre corrientes frías y calientes del proceso.

DIVISIÓN DE CORRIENTES						
INTERVALO (°C)	CORRIENTES FRÍAS	CORRIENTES CALIENTES				
20-30	F1-F2	-				
31-56	F1-F2	C1-C2-C3				
57-69	F1-F2	C2-C3				
70-100	F1-F2-F3	C2-C3-C4-C5-C6				
101-173	F1-F2-F3	C2-C4-C5-C6				
174-192	F1-F2	C2-C4				
193-200	F1-F2	C4				
201-260	-	C4				

Al observar las corrientes frías y calientes, se deducen las posibles alternativas de integración energética:

- 1. Se utiliza el calor disponible en las seis corrientes calientes para precalentar la corriente de agua de alimentación (F1), lo que implica la necesidad de al menos seis intercambiadores de calor. Se proponen dos secuencias:
 - A) Se ordenan los intercambiadores en serie, en orden creciente de temperatura de origen de la corriente caliente.
 - B) El orden es creciente en potencia (kW) de la corriente caliente.

- 2. Se utiliza la corriente caliente C3 para precalentar la corriente F1 y el resto de las corrientes se utilizan para precalentar el AVU de alimentación (F2).
- 3. Se utiliza la corriente C3 para precalentar la corriente F1. La corriente de productos de neutralización (C4) se enfría parcialmente al calentar completamente a la corriente de glicéridos que deben destilarse (F3), y el resto de las corrientes calientes se utilizan para precalentar a la F2.
- 4. Se utiliza la corriente C3 para precalentar la corriente F1. La corriente de emulsionante MG-DG (C6) se enfría al calentar a la corriente de glicéridos que deben destilarse (F3), y el resto de las corrientes calientes se utilizan para precalentar a la F2.

Todas las alternativas de integración fueron simuladas en *Mathcad*, donde se calculó el área de intercambio de calor necesaria en cada intercambiador y las temperaturas de cada corriente involucrada en cada instancia, es decir, entre distintos intercambiadores en serie.

Se tuvo en cuenta que debe asegurarse una aproximación mínima de temperaturas de 10° C. Además, para los cálculos del área de transferencia de energía, se consideró flujo en contracorriente, se aplicó el concepto de diferencia de temperaturas media logarítmica y se usó un factor de corrección Ft=0,85 promedio. Además, se utilizaron coeficientes globales de transferencia de calor (U) sugeridos en el Apéndice 20 del Libro *"Intercambiadores de calor"* de Eduardo Cao (1983). Los valores promedio de dichos coeficientes sugeridos se muestran en la **Tabla 5.3** . $^{[A]}$

Tabla 5.3. Coeficientes globales promedio de intercambio de calor.

FLUIDO FRÍO	FLUIDO CALIENTE	U (kW/m2.°C)
AGUA	AGUA	1.2
AGUA	ACEITES LIVIANOS	0.6
AGUA	ACEITES PESADOS	0.3
ACEITES LIVIANOS	AGUA	0.3
ACEITES LIVIANOS	ACEITES PESADOS	0.12
ACEITES PESADOS	AGUA	0.25
ACEITES PESADOS	ACEITES LIVIANOS	0.3
ACEITES LIVIANOS	ACEITES LIVIANOS	0.4
ACEITES PESADOS	ACEITES PESADOS	0.1

Como criterio de selección de la alternativa de integración óptima, se tuvieron en cuenta los siguientes parámetros:

• Eficiencia energética, expresada como:

$$Eficiencia\ energ\'etica\ =\ rac{Q\ recuperado\ *\ 100\ \%}{Q\ disponible}$$

Donde *Q disponible* hace referencia a la potencia de las corrientes calientes (1360 kW).

- Cantidad de intercambiadores de calor.
- Área total mínima de intercambio de calor.

La **Tabla 5.4** muestra los resultados de las distintas alternativas.

Tabla 5.4. Resultados de las alternativas de integración propuestas.

Tabla 5.4. Resultados de las alternativas de integración propuestas.								
INTEGRACIÓN ENERGÉTICA								
ALTERNATIVA	CORRIENTES VINCULADAS	¿SE CALIENTA LO SUFICIENTE LA CORRIENTE FRÍA?	¿SE ENFRÍA LO SUFICIENTE LA CORRIENTE CALIENTE?	CANTIDAD DE EQUIPOS	ÁREA TOTAL MÍNIMA DE TRANSFEREN CIA (m2)	EFICIENCIA ENERGÉTICA (%)		
	C1-F1		SI					
	C2-F1		NO					
1-A	C3-F1	NO	SI	11	85,35	89,347		
271	C4-F1	140	NO					
	C5-F1		NO					
	C6-F1		NO					
	C1-F1		SI	7				
	C2-F1		SI			75,348		
1-B	C3-F1	NO	SI		65,72			
	C4-F1		SI					
	C5-F1		SI					
	C6-F1		SI					
	C3-F1	NO	SI					
	C1-F2		SI					
2	C2-F2		SI	9	130,125	96,659		
	C4-F2	NO	NO			,		
	C5-F2		SI					
	C6-F2		SI					
	C3-F1	NO	SI			92,462		
3	C4-F3	SI	NO	9	119,77			
	C1-F2	NO	SI					

	C2-F2		SI			
	C5-F2		SI			
	C6-F2		SI			
	C3-F1	NO	SI	SI		
	C6-F3	NO	NO			
4	C1-F2	NO -	SI	- 10	167	97,675
,	C2-F2		SI		107	37,073
	C4-F2		SI			
	C5-F2		SI			

Luego de mencionar los factores a tener en cuenta, y comparado las distintas alternativas propuestas, se decide ejecutar la *ALTERNATIVA 1-B.* El área total de los intercambiadores es la menor, al igual que el n° de equipos necesarios, lo que representa el menor costo de inversión entre las distintas posibilidades analizadas. Por otro lado, la eficiencia energética es sustancialmente alta, a pesar de que no sea el caso energéticamente óptimo.

En base a la alternativa elegida, las condiciones de las corrientes involucradas son las que se ven en la **Tabla 5.5**.

Tabla 5.5. Resultados de integración energética.

CONDICIONES CORRIENTES INTEGRADAS								
CORRIENTE FRÍA	TEMPERATURAS (°C)		CORRIENTE	TEMPERAT	URAS (°C)	ÁREA INTERCAMBIADOR		
	ENTRADA	SALIDA	CALIENTE	ENTRADA	SALIDA	(m2)		
AGUA HIDRÓLISIS	20	21.2	AG ESENCIALES EXTRAÍDOS	55.9	30	2.02		
AGUA HIDRÓLISIS	21.2	23.9	MG DESTILADOS	173	70	1.95		
AGUA HIDRÓLISIS	23.9	28.6	EMULSIONANTE MG-DG	172	70	3.56		
AGUA HIDRÓLISIS	28.6	34.5	AG OLEICO Y SATURADOS	192	38.6	7.18		
AGUA HIDRÓLISIS	34.5	44.2	PRODUCTOS DE NEUTRALIZACIÓN	260	70	6.28		
AGUA HIDRÓLISIS	44.2	81.8	AGUA DESTILACIÓN GL	100	54.2	44.74		

Se puede ver que la temperatura final de la corriente de Ác. Oleico y saturados es levemente mayor a la predefinida; sin embargo, se considera que es una temperatura adecuada para envasar el producto final.

Algo similar ocurre con el agua de destilación de GL: al contemplar que dicha corriente retornará a la planta de tratamiento de agua, se considera que las condiciones de temperatura de la misma son

correctas, al recordar también que habrá pérdidas de calor en las tuberías hasta la subplanta, y se dispondrá de dicha corriente en las condiciones necesarias para su tratamiento.

La red de intercambiadores de calor completa será presentada en la sección "Diseño de Intercambiadores".

3.2 Elección de corrientes auxiliares

Como corriente de servicio para enfriamiento, se decide utilizar agua de torre, que opere en un circuito cerrado, de forma de disminuir el requerimiento continuo de la misma y así reducir la huella hídrica del proceso y los costos por reposición del agua de servicio.

Para conocer la temperatura a la que se podrá enfriar el agua, se deben analizar las características del clima en la localización de la planta (Partido de Pilar, Provincia de Buenos Aires, Argentina). Ver **Tabla 5.6**.

Tabla 5.6. Niveles de Humedad históricos en la ciudad de Buenos Aires.[3]

HUMEDAD RELATIVA MÁXIMA Y MÍNIMA CIUDAD DE BUENOS AIRES 2014-2020						
MES	HUMEDAD MÁXIMA DETECTADA (%)	TEMPERATURA MÁXIMA(°C)				
ENERO	62	35				
FEBRERO	63	27				
MARZO	65	31				
ABRIL	65	26				
MAYO	68	20				
JUNIO	64	19				
JULIO	65	14				
AGOSTO	62	13				
SEPTIEMBRE	63	24				
OCTUBRE	62	26				
NOVIEMBRE	61	25				
DICIEMBRE 60 30						
Fuente: Servicio Meteorológico Nacional. Observatorio Buenos Aires.						

Para el diseño de la torre, se deciden tomar las condiciones más desfavorables, las cuales se dan en la estación de verano (meses de diciembre, enero, febrero y marzo en el hemisferio sur). De los mencionados, se encuentra que el máximo de temperatura se da en el mes de enero para el período de tiempo estudiado (6 años); la temperatura de bulbo seco del aire es de 35°C y la humedad relativa de 62%. La temperatura de bulbo húmedo puede leerse en la carta psicrométrica de la **Figura 5.3**, al ingresar con los valores mencionados.

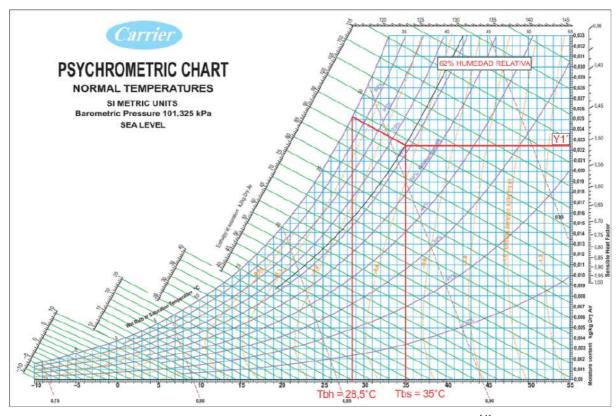


Figura 5.3. Carta Psicrométrica para el sistema agua-aire a 1 atm . [4]

Finalmente, se obtiene una temperatura de bulbo húmedo del aire de 28,5°C, temperatura mínima a la cual podría ser enfriada el agua si la torre fuese infinitamente alta. Debido a que es un caso límite, se utilizará una aproximación al bulbo húmedo de 4°C como recomiendan diversos autores para el diseño. [B] Por lo tanto la temperatura del agua de enfriamiento a la salida de la torre será de 32,5°C.

Como fluido calefactor, se decide utilizar vapor de agua sobrecalentado teniendo en cuenta las pérdidas de calor en las tuberías. Cabe mencionar que se deberá contar con distintos puntos de almacenamiento de vapor (domos) a lo largo de la planta, de los cuales se obtendrá vapor saturado y con un caudal constante o con pocas perturbaciones. Al recordar las condiciones de presión y temperatura a las que se necesita el vapor (300°C y 62 Bar), se realizará una búsqueda en catálogos de calderas acuotubulares, ya que las de tipo humotubulares operan a presiones de hasta 20-25 bar por cuestiones de seguridad, dado que son más susceptibles de explotar. [C]

Tanto la torre de enfriamiento como la caldera, serán dimensionadas en la sección "Provisión de vapor y agua de enfriamiento".

4. Equipos de transferencia de calor

4.1 Diseño de intercambiadores

El diseño de los intercambiadores de calor se realiza luego de definir las características del equipo a utilizar y las condiciones de las corrientes a enfriar y calentar, reportadas anteriormente. En esta ocasión, debido a la falta de acceso a softwares de diseño específico, se ha recurrido al mismo

método que se aplicó en la etapa de integración energética (Cálculo y métodos iterativos mediante Mathcad); y se consideraron además las resistencias de ensuciamiento para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor, provistas por "Heat Transfer Solutions". [5] Ver **Tabla 5.7.**

Tabla 5.7. Resistencias de ensuciamiento para algunos fluidos utilizados . [5]

RESISTENCIAS DE ENSUCIAMIENTO					
FLUIDO	m2*K/W				
AGUA TRATADA TORRE DE ENFRIAMIENTO	0,0002				
AGUA DE RED	0,0002				
ACEITES VEGETALES	0,0005				
VAPOR DE AGUA	0,00009				
VAPORES ESTABLES EN TOPE DE COLUMNAS FRACCIONADORAS	0,0002				
VAPORES SISTEMAS DE REFRIGERACIÓN	0,0004				
EXTRACCIONES LATERALES Y DE FONDO EN COLUMNAS FRACCIONADORAS	0,0002				

Se considerará el uso de intercambiadores del tipo de tubo y coraza. Para elegir la configuración de los mismos se recurre a la nomenclatura propuesta por TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*). Ver **Figura 5.4**.

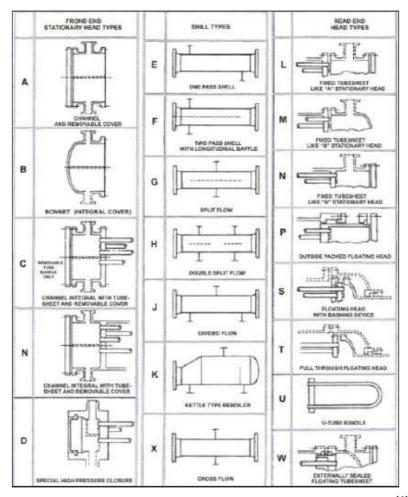


Figura 5.4. Nomenclatura TEMA de intercambiadores de tubos y coraza. [6]

4.1.1 Calentadores

En el caso de los calentadores, se propone el uso de equipos de tubo y coraza *TEMA BEU*, con circulación de vapor de la caldera por la coraza, dado que la limpieza es más difícil en esta zona y el vapor de agua es el menos ensuciante de todos los fluidos manipulados en la planta.

4.1.2 Enfriadores

Para el diseño de los enfriadores se prefiere la configuración *TEMA BEM*. Se opta por hacer circular el agua de enfriamiento por la coraza, al seguir el mismo criterio mencionado para el diseño de los calentadores. Además, se tiene en cuenta que es favorable hacer circular las corrientes de mayor caudal por la coraza, de forma de disminuir pérdidas de carga.

4.1.3 Rehervidores

Para los rehervidores se propone el uso de intercambiadores *TEMA BEM*. En el caso del rehervidor del fondo de la columna de destilación, éste debe colocarse de forma vertical, ya que como se aclaró en el capítulo anterior, es más favorable que la circulación sea forzada.

4.1.4 Condensadores

En este caso, acorde a lo mencionado en el capítulo anterior para el caso de la purificación de AG, se prefiere el uso de condensadores horizontales de circulación de vapor por carcasa, con el paso de agua de refrigeración por los tubos y una carcasa *TEMA J*, que minimiza pérdidas de carga al no tener deflectores y genera un flujo prácticamente contracorriente dentro del intercambiador, lo que aumenta así el coeficiente de transferencia de calor.

Como criterio general para los intercambiadores en la integración energética, se decide hacer circular el fluido más ensuciante por los tubos.

Otra aclaración que vale la pena remarcar, es que se consideró la entalpía del vapor saturado a la presión de la caldera seleccionada, según se mencionó anteriormente.

Las características de la red de intercambiadores se presentan en la **Tabla 5.8**. En la misma, sólo se dejó fuera a los condensadores necesarios para recuperar el vapor utilizado en los sistemas de vacío.

Tabla 5.8. Red de intercambiadores de calor.

NÚMERO	CORRIENTE CALIENTE	CORRIENTE FRÍA	TIPO (TEMA)	DTML (°C)	U (kW/°C*m2)	CALOR TRANSFERIDO (kW)	ÁREA DE TRANSFERENCIA (m2)
1	AG ESENCIALES	AGUA ALIMENTACIÓN	ВЕМ	19.84	0.6	20.44	2,02
2	AG SATURADOS	AGUA ALIMENTACIÓN	BEM	85.72	0.3	77.8	7,18
3	MG DESTILADOS	AGUA ALIMENTACIÓN	BEM	89.8	0.3	44.52	1,95
4	EMULSIONANTE MG-DG	AGUA ALIMENTACIÓN	ВЕМ	53.5	0.3	97.9	3,56
5	AGUA DESTILACIÓN GL	AGUA ALIMENTACIÓN	AJW	13.67	1.2	624.1	44,74
6	PRODUCTOS DE NEUTRALIZACIÓN	AGUA ALIMENTACIÓN	ВЕМ	99.9	0.3	159.9	6,28
7	VAPOR	AGUA ALIMENTACIÓN	BEM	cambio de estado	3	1960	5,46
8	VAPOR	GLICÉRIDOS A DESTILACIÓN	BEM	cambio de estado	0.3	72.7	0,95
9	VAPOR	AVU ALIMENTACIÓN	BEM	cambio de estado	0.6	549.24	5,09
10	VAPOR	FONDO DESTILACIÓN AG	BEM	cambio de estado	0.4	235.5	26,8
11	DESTILADO AG	AGUA ENFRIAMIENTO	AJW	cambio de estado	0.4	478.6	79,8
12	VAPOR	FONDO DESTILACIÓN GL	BEM	cambio de estado	0.9	82.5	2,9
13	DESTILADO GL	AGUA ENFRIAMIENTO	WLA	cambio de estado	3	12022	267

ÁREA TOTAL SOBREDIMENSIONADA EN UN 10% (m2) 499,103

5. Generación de vacío

Ya determinadas las etapas necesarias para cada sistema de vacío en el capítulo anterior, se puede proceder al dimensionamiento. La elección de los eyectores debe ser sumamente precisa y detallada, y debe hacerse luego de determinar algunos parámetros fundamentales, como es el caudal de fluido motriz necesario.

Al dejar fuera del alcance de este proyecto la selección de estos equipos, se propone hacer una estimación de los requerimientos energéticos de los dos sistemas de vacío de la planta. Para ello se pueden aplicar distintos métodos, algunos más rigurosos que otros. En este caso, se decide recurrir a correlaciones halladas en manuales de diseño de equipos industriales. [7]

Los datos necesarios son: caudal de aire a succionar, caudal equivalente de aire seco a succionar y factores de correlación de peso molecular y temperatura. Una vez obtenidos los valores de los parámetros mencionados, se puede recurrir a un Nomograma y calcular el requerimiento de vapor para comprimir el caudal de aire seco equivalente determinado.

El caudal de aire a succionar se puede estimar en función de la presión de operación y el volumen del equipo a vaciar (torres de destilación), mediante la Ecuación 5.1.

Caudal de aire
$$(kg/h) = k * Vol_{Torre}^{2/3}(pie^3) * 0.454$$

Ecuación 5.1. Estimación caudal de aire a succionar.

Donde el coeficiente "k" está relacionado con la presión de succión deseada y se relaciona como se muestra en la Figura 5.5.

Presión(mm Hg) >90	20-90	3-20	1-3	<1
К	0,194	0,146	0,0825	0,0508	0,0254

Figura 5.5. Coeficiente K en función de la presión de succión . [7]

Luego, deben determinarse tres factores de correlación (R1, R2, R3), los primeros dos se calculan a partir de las condiciones de operación, y son:

- R1: relación de presión (Pvap/Psucción)
- R2: relación compresión (Pdescarga/Psucción)

El tercer factor, R3, se obtiene al ingresar a un Nomograma con los valores de R1 y R2 antes calculados.

El caudal de aire seco equivalente es igual al caudal de aire a succionar determinado anteriormente si se desprecian vapores de agua o de otros componentes que puedan estar presentes en la torre; se considerarán iguales a fines prácticos y luego se hará un sobredimensionamiento sobre el requerimiento de vapor.

Finalmente, se estima el caudal de vapor a utilizar como fluido motriz mediante la Ecuación 5.2.

Caudal de vapor(
$$kg/h$$
) = Caudal de aire seco * R3
Ecuación 5.2. Estimación caudal de vapor.^[7]

Como en todos los casos de diseño, se hace un sobredimensionamiento: en este caso se agregará un 30% al valor obtenido, ya que el objetivo no es seleccionar el equipo, sino determinar los requerimientos de vapor aproximado para dimensionar la caldera.

Luego:

Caudal de vapor final
$$(kg/h) = 1.3 * Caudal de vapor (kg/h)$$

Finalmente, puede determinarse el caudal de agua de enfriamiento total necesario para condensar el vapor utilizado, con la **Ecuación 5.3.**

Caudal de agua (m3/h) =
$$\frac{Caudal\ de\ vapor\ final*Hvap}{cp*\Delta T*\delta}$$

Ecuación 5.3. Cálculo agua de enfriamiento.

Donde:

- Hvap: energía necesaria para condensar el vapor en las condiciones del mismo (kJ/kg)
- cp: calor específico del agua de enfriamiento (kJ/°C*kg)
- ΔT : elevación de temperatura permitida para el agua de enfriamiento (°C)
- δ : densidad del agua de enfriamiento (kg/m3)

El vapor que actuará como fluido motriz en los eyectores debe encontrarse a presiones de hasta 13 bar, por lo que se deberán instalar válvulas reguladoras de presión de vapor para descomprimir el mismo que se genera en la caldera de alta presión. El efecto de la presión del fluido motriz se ve en la **Figura 5.6**.

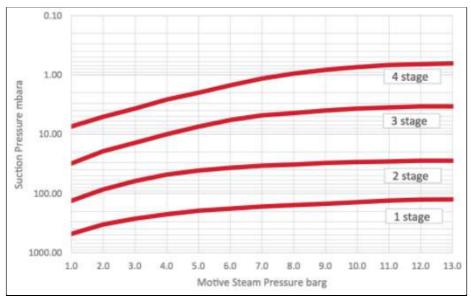


Figura 5.6. Rango de presiones de operación de un sistema de eyectores. [8]

5.1 Destilación de AG

Para la columna de fraccionamiento de AG se obtuvieron los siguientes parámetros:

- Volumen torre = 1067 ft3
- k= 0.0825
- Caudal de aire seco equivalente = 3.9 kg/h
- R1 = 1300
- R2 = 101
- R3 = 9
- Caudal de vapor final = 45.77 kg/h (a 13 bar)
- Caudal de agua de enfriamiento = 1.158 m3/h (con un incremento de 15°C)

5.2 Destilación de MG

Para la columna de fraccionamiento de AG se obtuvieron los siguientes parámetros:

- Volumen torre = 1935 ft3
- k= 0.0508
- Caudal de aire seco equivalente = 3.6 kg/h
- R1 = 1300
- R2 = 290
- R3 = 12
- Caudal de vapor final = 55.88 kg/h (a 13 bar)
- Caudal de agua de enfriamiento = 1.414 m3/h (con un incremento de 15°C)

6. Provisión de vapor y agua de enfriamiento

6.1 Caldera

Se ha especificado la presión de operación que debe tener la caldera, de forma de poder garantizar las condiciones del vapor requerido, principalmente, para inyectar a la columna de hidrólisis. Dicho esto, y luego de, no solo haber planificado la integración energética de la planta, sino también diseñado los intercambiadores de calor, se halla la potencia total a suministrar. Ver **Tabla 5.9**.

Tabla 5.9. Consumos de vapor en la planta.

DIMENSIONAMIENTO CALDERA

DIMENSIONAMIENTO CALDERA							
PROCESO	EQUIPO	CORRIENTE/OPERACIÓN	CONSUMO VAPOR (kg/hr)				
	INTERCAMBIADOR	AGUA ALIMENTACIÓN	4491				
HIDRÓLISIS	INTERCAMBIADOR	AVU ALIMENTACIÓN	1260				
	REACTOR	VAPOR VIVO	2171				
DESTILACIÓN DE AG	REHERVIDOR	PRODUCTOS DE FONDO	538,5				
DESTILACION DE AG	EYECTORES	GENERACIÓN DE VACÍO	45,77				

RECUPERACIÓN DE GL	REHERVIDOR	GLICEROL CONCENTRADO	189
GLICERÓLISIS	REACTOR	CALEFACCIÓN	135,2
DESTILACIÓN MG	EYECTORES	GENERACIÓN DE VACÍO	55,88
CONSUMO DE VAPOR TOTAL SOBREDIMENSIONADO UN 10% (kg/h)			9774,985

De los catálogos encontrados, se presenta uno de los modelos que más se ajusta a las condiciones de operación necesarias en cuanto a presión y temperatura (**Figura 5.7**) con un una generación de vapor entre 4500 y 60000 kg/hr, presión máxima de trabajo de 80 bar y temperatura máxima de 480°C.



Figura 5.7. Caldera de alta presión de la empresa Cleaver Brooks. [9]

6.2 Torre de enfriamiento

Para el caso de la torre de enfriamiento, la misma se diseñó a partir de los requerimientos calculados en los intercambiadores anteriores (condensadores). Ver **Tabla 5.10.**

iana sizo. Consumos de agua de enmaniento en la pianta.			
DIMENSIONAMIENTO TORRE DE ENFRIAMIENTO			
PROCESO	EQUIPO	CORRIENTE/OPERACIÓN	CONSUMO AGUA (m3/hr)
DESTILACIÓN DE AG	CONDENSADOR	PRODUCTOS DE TOPE	27,44
	INTERCONDENSADORES	VAPOR DE EYECTORES	1,16
RECUPERACIÓN DE GL	CONDENSADOR	VAPOR DE AGUA	690,00
DESTILACIÓN MG	INTERCONDENSADORES	VAPOR DE EYECTORES	1,41
CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO TOTAL (m3/h)			720,01

Tabla 5.10. Consumos de agua de enfriamiento en la planta.

La corriente total de agua debe ser enfriada desde $47,5^{\circ}C$ hasta $32,5^{\circ}C$, por medio de aire con una temperatura máxima de $35^{\circ}C$ y 62% de humedad relativa, para el cual se encontró una temperatura de bulbo húmedo de $28,5^{\circ}C$.

Para calcular el caudal de aire que circulará en la torre, se debe conocer el caudal mínimo mediante la intersección entre la recta de operación y la curva de entalpía para el aire saturado (Recta de operación máxima) como se observa en la **Figura 5.8**. Mediante un balance de energía, se puede llegar a la recta de operación que relaciona los caudales de aire y de líquido con las temperaturas del agua y las entalpías del aire (**Ecuación 5.4**).

$$L \cdot Cp_{Liq} \cdot (T_1 - T_2) = (H_2 - H_1) \cdot G_S$$

Ecuación 5.4. Balance de energía el proceso de enfriamiento de agua.

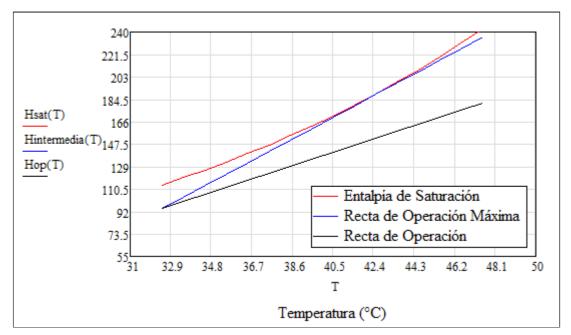


Figura 5.8. Recta de Operación y Curva de Equilibrio para la operación de enfriamiento de agua.

De donde la recta de operación con pendiente máxima es aquella que toca la curva de entalpía de saturación, de la cual se puede encontrar el caudal mínimo de aire mediante la **Ecuación 5.5**:

$$\frac{L \cdot Cp_{Liq}}{G_{S \min}} = \frac{(H_2^* - H_1)}{(T_1^* - T_2)} = \frac{188.5 \ Kj/kg - 94.5 \ Kj/kg}{42.5 \ °C - 32.5 \ °C} = 9,4 \ \frac{KJ}{kg \cdot °C}$$

Ecuación 5.5. Pendiente máxima de operación.

Al considerar el caudal de agua de enfriamiento y la capacidad calorífica de la misma, la cual se consideró constante en el rango de temperaturas de trabajo, se puede llegar a un caudal de aire mínimo de 96,3 kg/seg. Por otro lado, al considerar que dicho caudal sólo podría utilizarse en el caso en que la torre fuese infinitamente larga, se decide utilizar un caudal de operación de 1,5 veces el mínimo (*Treybal, 1967*), obteniéndose así un caudal de trabajo de 144,4 kg/seg. Con dicho valor se puede llegar a la recta de operación mostrada anteriormente en la **Figura 5.8.**

Definido el caudal de aire, es necesario dimensionar la torre para cumplir con las especificaciones. En cuanto a la velocidad en su interior, en general, los autores recomiendan trabajar en un rango de entre 1,2 m/seg y 1,8 m/seg (Perry's Chemical Engineer's Handbook). $^{[D]}$ Si se trabaja con un valor intermedio del rango (1.5 m/seg) y con el valor del volumen húmedo del gas a la salida de la torre (0,956 m3/kg), se llega a un caudal volumétrico de 109,36 m3/seg. Luego para cumplir con la velocidad lineal indicada de gas, se necesitaría una torre con un área transversal de 73 m2, lo que se traduce a un valor de 8,5 metros de lado para una torre de sección cuadrada.

Para el relleno de la torre se eligió un tipo de material plástico (*Polipropileno*) debido a que no se corroe con los fluidos de trabajo (*Aire - Agua*), es inerte y tiene un bajo costo en comparación a los rellenos metálicos. Por lo tanto se cita al catálogo de la empresa *Koch-Glitsch* (**Figura 5.9**) en donde se selecciona el relleno *FLEXIPAC 3Y*, recomendado por el fabricante para su amplia aplicación en torres de enfriamiento específicamente.



Figura 5.9. Relleno ordenado para torres de enfriamiento $\cdot^{[10]}$

De la **Figura 5.9** y con el modelo de relleno seleccionado, se obtiene una valor de altura teórica de una unidad de transferencia (*HEPT*) de *1,1 metros*.

Para definir la altura de la torre, es necesario calcular el número de etapas ideales requeridas. Para ello, se recurrió al método gráfico que consiste en trazar líneas desde la recta de operación hasta la curva de entalpía de saturación (Ecuación 5.6).

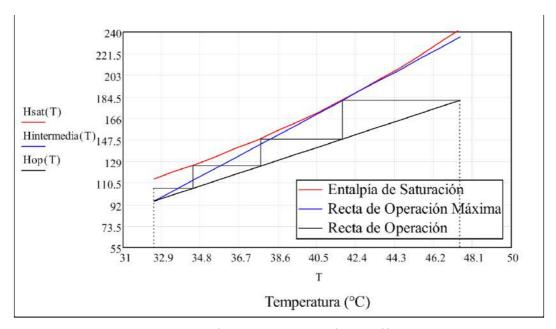


Figura 5.10. Cálculo de Np por el método gráfico.

Finalmente se llega a que:

$$N_P = 3.5$$

Luego la altura de relleno necesaria viene dada por:

$$Z_{Torre} = N_P \cdot HETP = 3.5 \cdot 1, 1 = 3.85 \ metros$$
 Ecuación 5.6. Altura de relleno en la torre.

Finalmente, se tomará una altura de la torre de 4 metros.

Para calcular la potencia requerida por el forzador de aire, se debe calcular la pérdida de carga por metro de relleno. Debido a que la *Correlación de Leva* es útil únicamente para rellenos aleatorios, se utilizaron datos experimentales para el relleno seleccionado *(Petre, 2002)*. Para ello se calculó el factor superficial y se ingresó al gráfico de la **Figura 5.11**, para obtener el valor de pérdida de carga por metro de relleno.^[11]

$$F_s = V_{aire} \cdot \sqrt{\rho_{aire}} = 1,57 \text{ m/seg} \cdot (kg/m^3)^{0.5}$$

Ecuación 5.7. Factor superficial para el aire.

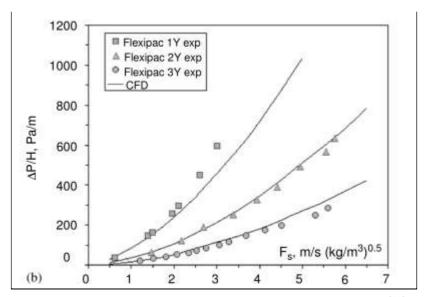


Figura 5.11. Pérdida de carga en relleno ordenado de FLEXIPAC 3Y .[11]

Finalmente, para la pérdida de carga encontrada ($80 Pa/m_{relleno}$), la potencia requerida para el forzador se calcula como:

$$Potencia = \frac{m_{Aire} \cdot \Delta P \cdot Zrelleno}{\rho_{Aire}} = \frac{144.4 \text{ kg/seg} \cdot 80 \text{ Pa/m} \cdot 4 \text{ metros}}{1,036 \text{ kg/m3}} = 44,6 \text{ kW}$$

CARACTERÍSTICAS DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO			
DETALLE	VALOR	UNIDADES	
CAUDAL DE AGUA	720	m3/hr	
LADO	8,5	m	
ÁREA TRANSVERSAL	72	m2	
ALTURA DE RELLENO	4	m	

Tabla 5.11. Dimensiones y características de la torre.

Por último, se calculó el caudal de agua para reposición, al suponer un 10% de pérdidas por arrastre. Dado que se tienen como datos, la entalpía del aire que se supone saturado a la salida de la torre y la entalpía de entrada del mismo con su respectivo contenido de humedad:

POTENCIA DEL FORZADOR

$$Agua_{R} = 1.1 * G_{s} * (Y_{sat}^{'} - Y_{1}^{'}) = 1, 1 \cdot 144, 4 \ kg_{AireSeco}/h \cdot (0, 05 \ kg_{Agua}/kg_{AireSeco} - 0, 019 \ kg_{Agua}/kg_{AireSeco})$$

$$Agua_{R} = 4, 92 \ kg_{Agua}/seg$$

44,6

kW

7. Impulsión de fluidos

Dado que son numerosas las bombas que deben colocarse en la planta, se evitará la repetición y se seleccionarán sólo las bombas que presentan una condición distinta de las demás, que es la elevada presión de descarga. Se trata de las bombas de alimentación de agua a la hidrólisis y de alimentación de aceite al reactor de hidrólisis, el cual como se mencionó en reiteradas ocasiones, opera a una presión de 50 bar. Esta presión equivale a 500 m.c.a., unidad utilizada para reportar la altura desarrollada de una bomba.

Para seleccionar las bombas de forma correcta se tuvo en cuenta:

- Caudal a impulsar
- Presión de descarga
- Presión de succión
- Pérdidas de carga en tuberías y accesorios
- Temperatura de los fluidos
- Tipo de fluido

En el relación a las pérdidas de carga, fueron estimadas como un 2% de la presión de descarga (1bar), dado que no se puede predecir de antemano cuántos y cuáles accesorios serán necesarios ni tampoco la longitud real de las cañerías.

En cuanto a la temperatura, se descartaron aquellas bombas que no son aptas para operar fluidos a temperaturas menores a la de alimentación del reactor (200°C).

7.1 Bomba de Agua

Se eligió la bomba Multitec [®] de KSB (Figura 5.12), que como se puede ver en las curvas de la Figura 5.13, para el caudal necesario permite lograr una presión de descarga de aproximadamente 62 bar. El margen entre la presión de descarga y la presión que se puede lograr es suficiente para compensar las pérdidas de carga correspondientes a la cañería, accesorios, y boquilla de atomización correspondiente a la entrada al reactor.



Figura 5.11. Bomba Multitec .^[12]

El consumo energético de la bomba se calcula según la Ecuación 5.9:

Potencia
$$(kW) = \frac{Q*\delta*H*g}{\eta*n}$$

Ecuación 5.8. Cálculo potencia absorbida.

Donde:

- H: diferencia de altura provista por la bomba (m.c.a)
- Q: caudal de líquido (m3/s)
- η: eficiencia de la bomba
- n: eficiencia del motor eléctrico
- δ : densidad del fluido (kg/m3)
- g: aceleración de la gravedad (9.81 m/s2)

El consumo energético de la bomba en cuestión es de 30 kW.

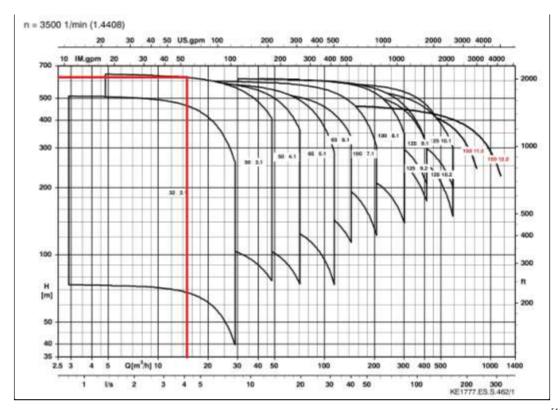


Figura 5.13. Curvas de altura desarrollada vs Caudal para distintas capacidades de la bomba de agua . [12]

En la **Figura 5.14** se presentan algunas características adicionales de la bomba Multitec.

Acciona- miento	Motor eléctrico, diesel, turbina
Equilibrado axial	Mediante émbolo de compensación 1)
Q máx. ²)	840 m ³ /h
H _{máx}	630 m
P _{2 máx} .	63 bar
t _{máx.}	desde -10 hasta +200 °C
Cierre del eje	Empaquetadura sin refrigeración Cierre mecánico, sin/con refrigeración, simple o doble, tipo cartucho
Material	Fund. gris JL1040, bronce CC480K-GS, Aceros GP240GH+N, 1.4408

Figura 5.14. Información técnica de la bomba Multitec. [12]

7.2 Bomba de AVU

Se eligió la bomba MSMmulti® de SIHI Pumps (Figura 5.15), que como se puede observar en la curva H vs Q (Figura 5.16), para el caudal necesario permite lograr una presión de descarga de aproximadamente 60 bar. El margen entre la presión de descarga y la presión que se puede lograr es suficiente para compensar las pérdidas de carga correspondientes a la cañería, accesorios, y boquilla de atomización correspondiente a la entrada al reactor.



Figura 5.14. Bomba MSMmulti para AVU .[13]

Se trata de una bomba centrífuga multietapa de sección anular, construida en acero inoxidable y acero de fundición, apta para operar a la temperatura necesaria.

El consumo energético de la bomba es de 10 kW.

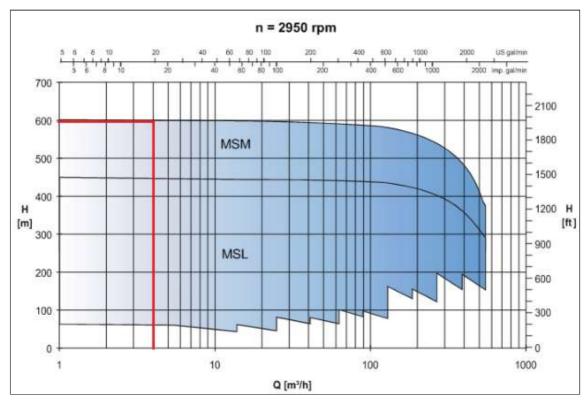


Figura 5.16. Curva de altura desarrollada vs caudal de la bombaMSM para AVU $. ^{[13]}$

8. Transporte de materiales

8.1 Fluidos

Para seleccionar el material de los conductos, además de las condiciones de presión y temperatura, es importante considerar si la sustancia es o no corrosiva y, si posee sólidos en suspensión.

Dentro del transporte de fluidos, se debe prestar atención a aquellos que constituyen las corrientes de servicio. Además de respetar las consideraciones de material y velocidades de flujo, se deben identificar los conductos asociados. Para ello se recurre a la estandarización de colores fundamentales, detallada en la **Tabla 5.12.**

Tabla 5.12. Identificación de conductos de confentes de servicio		
CORRIENTE DE SERVICIO	COLOR FUNDAMENTAL	
PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS	ROJO	
VAPOR DE AGUA	NARANJA	
COMBUSTIBLES	AMARILLO	
AIRE COMPRIMIDO	AZUL	
ELECTRICIDAD	NEGRO	

Tabla 5.12. Identificación de conductos de corrientes de servicio $\cdot^{[14]}$

VACÍO	MARRÓN	
AGUA FRÍA	VERDE	
AGUA CALIENTE	VERDE CON LÍNEAS NARANJAS	
VENTEO DE AIRE	AZUL CON LÍNEAS NARANJAS	
VENTEO DE GAS	AMARILLO CON LÍNEAS NARANJAS	

La cañerías de gran diámetro pueden identificarse con franjas intermitentes que permitan reconocer los fluidos que circulan en su interior.

Por su parte, los conductos de corrientes de proceso deben ser de color gris. En el caso que los productos o materias primas resulten inocuos para los seres humanos, no deberá hacerse ningún agregado sobre los conductos grises; en cambio, para sustancias peligrosas, se deberán pintar líneas naranjas sobre ellos.

8.1.1 Líquidos

Para evitar problemas relacionados a ruidos y vibraciones, se recomienda que la velocidad de los líquidos dentro de las tuberías sea menor a 3 m/s. Debido a que las corrientes se encuentran mayormente a altas temperaturas y tienen naturaleza orgánica, por lo que pueden ser en cierta medida corrosivas, se prefiere el uso de materiales metálicos inoxidables, como el Acero 316.

A modo de ejemplo, para la corriente de agua de alimentación del reactor de hidrólisis $(Caudal = 0,004 \ m^3/s)$, la cañería debería presentar las siguientes características :^[A]

Diámetro interno: 2"Color: gris (inocuo)

• Material: Acero inoxidable 316.

8.1.2 Gases

De forma análoga al caso de líquidos, se recomienda que la velocidad de los gases dentro de las tuberías se encuentre en el intervalo 15-30 m/s . $^{[A]}$

En este caso, a modo de ejemplo se definen las características del conducto de vapor vivo $(Caudal = 0,02 \ m^3/s)$ que se inyecta al reactor de hidrólisis:

• Diámetro interno: 1 1/4"

• Color: gris con naranja (peligro de quemadura)

Material: Acero inoxidable 316.

8.2 Sólidos

En este caso, los únicos sólidos a transportar son los emulsionantes producidos, que se obtendrán como polvos de forma continua. Para ello se propone un sistema de acumulación y posterior almacenamiento luego del proceso de pulverización.

Como se mencionó en capítulos anteriores, la operación de pulverización se llevará a cabo con equipos de dispersión en spray, los cuales pueden ser encontrados en el mercado con un sistema de impulsión de aire y ciclón integrados para su funcionamiento en conjunto como es mostrado en la **Figura 5.17.**



Figura 5.17. Equipo de pulverización en Spray $. ^{[15]}$

Mediante la búsqueda en catálogos de pulverizadores que cumplan los requerimientos de las dos líneas de emulsionantes, se concluye que se necesitan dos equipos de distintas capacidades, los cuales junto a las características de los mismos se muestran en la **Tabla 5.13.**

Tabla 5.13. Detalles de las torres de pulverización seleccionadas. [15]

CARACTERÍSTICAS COLUMNAS DE PULVERIZACIÓN			
DETALLE	VALOR		UNIDADES
MODELO	HT - LXP 100	HT - LXP 150	AD
PRODUCTO	MGD	MG-DG	AD
CAUDAL DE LA CORRIENTE	802	1349	kg/hr
DIMENSIONES (L*W*H)	4.6 x 4.2 x 6	5.5 x 4.5 x 7	m

VOLUMEN	116	173	m3
CAPACIDAD MÁXIMA DE PROCESAMIENTO	1000	1500	kg/hr
CONSUMO ELÉCTRICO	5	7	kW

Las corrientes en cuestión se muestran en la **Figura 5.18** a modo de recordar el diagrama detallado del proceso y la disposición de las corrientes referidas.

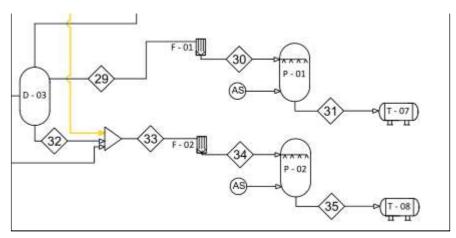


Figura 5.18. Corrientes involucradas en el proceso de pulverización de glicéridos.

Por último se prefiere la utilización de tolvas para el empaque del producto terminado, las cuales pueden instalarse inmediatamente a continuación de los ciclones e ir embolsando los glicéridos de forma continua como se muestra en la **Figura 5.19**, la carga de las tolvas se puede realizar mediante elevadores de cangilones para continuar con el proceso en forma contínua.



Figura 5.19. Tolva con línea de empaquetado contínuo . $^{[16]}$

9. Consumo eléctrico

Del mismo modo en que se presentó el consumo de vapor de caldera y el consumo de agua proveniente de la torre de enfriamiento, se muestran en la **Tabla 5.14** los consumos eléctricos de los equipos más importantes de la planta.

Tabla 5.14. Principales consumos eléctricos en la planta.

CONSUMO ELÉCTRICO							
PROCESO	EQUIPO	CORRIENTE/OPERACIÓN	CONSUMO (kW)				
HIDRÓLISIS	вомва	AGUA ALIMENTACIÓN	30				
піркосізіз	BOMBA AVU ALIMENTACIÓN		10				
GLICERÓLISIS	MOTORES AGITADORES	AGITACIÓN	3				
SEPARACIÓN DE FASES	CENTRÍFUGA	PRODUCTOS GLICÉRIDOS	7				
TORRE DE ENFRIAMIENTO	FORZADOR	AIRE	44,6				

PULVERIZACIÓN	COMPRESOR DE AIRE	TORRES PULVERIZADORAS	12
CC	106,6		

10. Conclusiones

El presente capítulo ha sido sin dudas una instancia crítica dentro del proyecto, dado que se ha integrado completamente la planta y, además de poder plasmar de forma global las operaciones dentro de cada línea de procesamiento y cómo éstas interactúan unas con otras, los avances hechos permitirán evaluar, en el capítulo siguiente, la viabilidad económica del proyecto.

Por último, se puede ver en la **Figura 5.20** el diagrama de flujo de la planta; los detalles del mismo se presentan en las **Tablas 5.15** y **5.16**.

Tabla 5.15. Identificación de equipos principales.

REFERENCIA	DESCRIPCIÓN	REFERENCIA	REFERENCIA DESCRIPCIÓN F		DESCRIPCIÓN
T-01	TANQUE 1: DEPÓSITO DE AGUA	R-01	REACTOR 1: COLUMNA DE HIDRÓLISIS	C-01	CENTRÍFUGA 1: SEPARACIÓN DE FASES
T-02	TANQUE 2: DEPÓSITO DE AVU	R-02	REACTOR 2: 1ER TAC DE GLICERÓLISIS	I-01	INTERCAMBIADOR 1: AG ESENCIALES - AGUA DE PROCESO
T-03	TANQUE 3: DEPÓSITO AG ESENCIALES	R-03	REACTOR 3: 2DO TAC DE LA GLICERÓLISIS	I-02	INTERCAMBIADOR 2: AG SATURADOS - AGUA DE PROCESO
T-04	TANQUE 4: DEPÓSITO AG SATURADOS	R-04	REACTOR 4: 3ER TAC DE LA GLICERÓLISIS	I-03	INTERCAMBIADOR 3: MGD - AGUA DE PROCESO
T-05	TANQUE 5: DEPÓSITO HIDRÓXIDO DE CALCIO	R-05	REACTOR 5: 4TO TAC DE LA GLICERÓLISIS	I-04	INTERCAMBIADOR 4: MG/DG - AGUA DE PROCESO
T-06	TANQUE 6: DEPÓSITO ÁCIDO CLORHÍDRICO	R-06	REACTOR 6: 5TO TAC DE LA GLICERÓLISIS	I-05	INTERCAMBIADOR 5: DESTILADO DE GL - AGUA DE PROCESO
Т-07	TANQUE 7: DEPÓSITO DE SALES	R-07	REACTOR 7: 6TO TAC DE LA GLICERÓLISIS	1-06	INTERCAMBIADOR 6: PRODUCTOS DE NEUTRALIZACIÓN - AGUA DE PROCESO
F-01	FILTRO 1: FILTRO CARBÓN ACTIVADO	R-08	REACTOR 8: NEUTRALIZACIÓN POST-GLICERÓLISIS	I-07	INTERCAMBIADOR 7: VAPOR - AGUA DE ALIMENTACIÓN
F-02	FILTRO 2: REMOCIÓN DE SALES Y DECOLORACIÓN	V-01	VACÍO 1: SISTEMA DE VACÍO DE EYECTORES 3 ETAPAS	I-08	INTERCAMBIADOR 8: VAPOR - GLICÉRIDOS FASE LIVIANA

D-01	DESTILACION 1: PURIFICACIÓN DE AG	V-02	VACÍO 2: SISTEMA DE VACÍO DE EYECTORES 4 ETAPAS	I-09	INTERCAMBIADOR 9: VAPOR - AVU ALIMENTACIÓN
D-02	DESTILACIÓN 2: PURIFICACIÓN MG	E-01	ENVASADORA 1: LÍNEA DE ENVASADO DE MGD	I-10	INTERCAMBIADOR 10: REBOILER DESTILACIÓN AG
P-01	PULVERIZADORA 1: TORRE PULVERIZADORA DE MGD	E-02	ENVASADORA 2: LÍNEA DE ENVASADO DE MG-DG	I-11	INTERCAMBIADOR 11: CONDENSADOR DESTILACIÓN AG
P-02	PULVERIZADOR 2: TORRE PULVERIZADORA DE MG-DG	B-01	BOMBA 1: BOMBA DE AGUA	I-12	INTERCAMBIADOR 12: REBOILER DESTILACIÓN GL
S-01	SEPARADOR 3: SEPARADOR CENTRÍFUGO	B-02	BOMBA 2: BOMBA DE AVU	I-13	INTERCAMBIADOR 13: CONDENSADOR DESTILACIÓN GL

Tabla 5.16. Propiedades de las corrientes presentadas en el diagrama de flujo.

	Tabla 5.16. Propiedades de las corrientes presentadas en el diagrama de flujo.					
N°	Descripción	N°	Descripción	N°	Descripción	
1	Agua de Proceso Caudal: 14251 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 20°C	18	Fondo destilación rico en MG, DG y TG Caudal: 3648 kg/h Presión: 4 kPa Temperatura: 233°C	35	Fase pesada rica en glicerol Caudal: 130.5 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 70°C	
2	Agua alimentación hidrólisis Caudal: 14251 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 21.2°C	19	Reflujo al fondo de la columna Caudal: 2841 kg/h Presión: 4 kPa Temperatura: 258°C	36	TG + MG Caudal: 442.5 kg/h Presión: 0.76 kPa Temperatura: 173°C	
3	Agua alimentación hidrólisis Caudal: 14251 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 23.9°C	20	Vapor vivo alimentación hidrólisis Caudal: 2484 kg/h Presión: 60 atm Temperatura: 300°C	37	Producto de fondo extraído Caudal: 807 kg/h Presión: 4 kPa Temperatura: 258°C	
4	Agua alimentación hidrólisis Caudal: 14251 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 28.6°C	21	AVU total de alimentación Caudal: 4654 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 20°C	38	Monoglicéridos destilados 95% Caudal: 802 kg/h Presión: 0.35 kPa Temperatura: 173°C	
5	Agua alimentación hidrólisis Caudal: 14251 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 34.5°C	22	AVU alimentación hidrólisis Caudal: 3563 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 200°C	39	Monoglicéridos destilados 95% Caudal: 802 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 70	
6	Agua alimentación hidrólisis Caudal: 14251 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 44.2°C	23	AVU alimentación glicerólisis Caudal: 1091 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 200°C	40	MGD decolorado Caudal: 802 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 70°C	
7	Agua alimentación hidrólisis Caudal: 14251 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 81.8°C	24	Alimentación hidrólisis (AVU + Reciclo) Caudal: 4127 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 200°C	41	Emulsionante en polvo blanco rico en MG Caudal: 802 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 20°C	

8	Agua alimentación hidrólisis Caudal: 14251 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 200°C	25	Agua dulce (99% H2O) Caudal: 16883 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 260°C	42	Mezcla efluentes AG+MG+DG+TG+GL Caudal: 1380 kg/h Presión: 0.35 kPa Temperatura: 170°C
9	Producto de tope de hidrólisis Caudal: 3979 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 260°C	26	Tope Dest. Glicerol (99.99% H2O) Caudal: 16344 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 100°C	43	Mezcla efluentes AG+MG+DG+TG+GL Caudal: 1380 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 70°C
10	Reciclo de AG a hidrólisis Caudal: 564 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 260°C	27	Glicerol concentrado (99.3%) Caudal: 235 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 248°C	44	Producto baja calidad decolorado y filtrado Caudal: 1350 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 70°C
11	Producto de hidrólisis extraído Caudal: 3415 kg/h Presión: 50 atm Temperatura: 260°C	28	Glicerol utilizado para catalizador Caudal: 20 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 20°C	45	Cloruro de calcio removido Caudal: 30 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 70°C
12	AG esenciales 85% Omega 6 Caudal: 11570 kg/h Presión: 1 kPa Temperatura: 56.25°C	29	Hidróxido de Calcio disuelto en GL 50% Caudal: 41 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 20°C	46	Emulsionante MG+DG en polvo blanco Caudal: 1350 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 20°C
13	Reflujo de destilado Caudal: 9927 kg/h Presión: 1 kPa Temperatura: 55.9°C	30	Productos de glicerólisis Caudal: 1387 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 260°C	47	Agua de reposición Caudal: 17.7 m3/h Presión: 1 atm Temperatura: 20°C
14	AG esenciales extraídos Caudal: 1643 kg/h Presión: 1 kPa Temperatura: 55.9°C	31	Ácido clorhídrico Caudal: 20 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 20°C	48	Agua de enfriamiento de ingreso a torre Caudal: 720 m3/h Presión: 1 atm Temperatura: 20°C
15	AG esenciales finales Caudal: 1643 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 30°C	32	Vapor de agua Caudal: 12 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 260°C	49	Agua de enfriamiento de salida de torre Caudal: 720 m3/h Presión: 1 atm Temperatura: 20°C
16	AG saturados y oleico (54.4% Oleico) Caudal: 965 kg/h Presión: 2.8 kPa Temperatura: 192.2°C	33	Productos de Neutralización Caudal: 1375 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 20°C	50	Agua de alimentación caldera Caudal: 9775 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 20°C
17	AG saturados y oleico (54.4% Oleico) Caudal: 965 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 38.6°C	34	Fase liviana a purificación de MG Caudal: 1244.5 kg/h Presión: 1 atm Temperatura: 173°C	51	Vapor de servicio Caudal: 9775 kg/h Presión: 60 atm Temperatura: 300°C

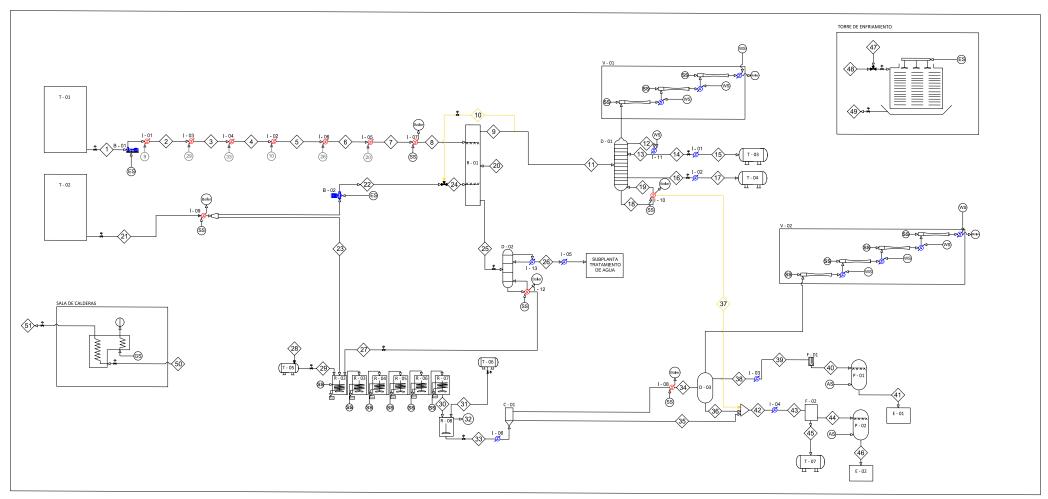


Figura 5.20. Diagrama de Flujo Final.

11. Bibliografía

11.1 Manuales

- A) Cao, E. (1983). Intercambiadores de calor. Buenos Aires.
- B) Treybal, Robert. (1965). Operaciones de Transferencia de masa.
- C) Curso de Hornos y Calderas. Planta Piloto de Ingeniería Química CONICET 2020.
- D) Perry, Robert. (1963). Chemical Engineer's Handbook

11.2 Artículos científicos y sitios web

- 1. Mendoza, Y., & Yepes, E. La tecnología Pinch como herramienta para el uso eficiente de la energía.
- 2. Medellín, A. A., & González, E. G. (1996). El análisis de pliegue (pinch analysis) una técnica de integración energética de proceso.
- 3. Clima, estadística y censos. (2020).https://www.estadisticaciudad.gob.ar/eyc/?cat=263
- 4. A. (2015, 27 abril). *Carta Psicrométrica (1atm)*. vdocuments.mx. https://vdocuments.mx/carta-psicrometrica-1atm.html
- 5. Intercambiadores de calor. (2020). http://www.hcheattransfer.com/
- 6. TEMA | Tubular Exchanger Manufacturers Association. (2020). TEMA. http://kbcdco.tema.org/
- 7. Exxon-Mobil. 1996. Design Practices. Compressors, Ejectors, Exxon Research and Engineering Company.
- 8. Vacuum, I. (2020). *Steam Ejectors*. IBERICA VACUUM. https://www.ibericavacuum.com/pages/steam-ejectors?lang=es
- Cleaver-Brooks. (2020). Industrial Boiler Systems. https://cleaverbrooks.com/products-and-solutions/boilers/waste-heat/waste-heat-boilers/index.html
- 10. Koch-Glitsch. (2020). Packing & Internals. https://www.koch-glitsch.com/Products/Packing-and-Internals/?productcategory=Packing-and-Internals
- 11. Petre, C. F., Larachi, F., Iliuta, I., & Grandjean, B. P. A. (2003). Pressure drop through structured packings: Breakdown into the contributing mechanisms by CFD modeling. Chemical engineering science, 58(1), 163-177.

- 12. KSB (2020). https://shop.ksb.com/ims_docs/00/00215A9B05B41ED6B1F81744EAC7F45F.pdf
- 13. Sihi, F. (2020). *Serie SIHImulti MSL, MSM*. Flowserve SIHI. https://www.sterlingsihi.com/cms/es/Spain/home/productos-y-servicios/bombas-de-liquido s/bombas-de-alta-presion/serie-sihimulti-msl-msm.htmll
- 14. CAÑERÍAS DESTINADAS A PRODUCTOS DE SERVICIO. (2020). Tuberías de proceso. http://www.fcen.uba.ar/shys/info/Colores.htm
- 15. Alí Babá (2020). https://spanish.alibaba.com/product-detail/instant-coffee-powder-spray-drying-machine-608 65832099.html
- 16. Proveedores De China Máquina De Envasado De Alta Velocidad Serie Hp-q50gs | Hopdevicepacking.com. (2020). Hop Device. https://es.hopdevicepacking.com/hp-q50gs-series-high-speed-packaging-machine_p24.html







CAPÍTULO 6 ANÁLISIS ECONÓMICO



CONTENIDOS:

- Introducción y Objetivos
- Justificación Preliminar
- Inversión Total (CapEx)
- Costos Operativos (OpEx)
- Planificación de las Obras
- Financiamiento
- Evaluación de la Rentabilidad
- Análisis de Sensibilidad

Capítulo 6: Análisis económico

1. Introducción

En este capítulo se tiene como principales objetivos hacer una evaluación de la rentabilidad del proyecto y analizar la sensibilidad del mismo en términos financieros frente a cambios sobre factores determinantes.

Para lograrlo se calculará, en primer instancia, el costo de inversión total mediante la aplicación de un método de estimación por factores; y en segundo lugar, los costos de operación, al tener en cuenta los insumos necesarios, costos de mano de obra y requerimientos energéticos.

Finalmente, se propondrá un cronograma de actividades, el cual será el puntapié para establecer una línea base de costos.

2. Justificación Preliminar

Este proyecto ha comenzado con una justificación preliminar en la cual se consideraron cuatro factores, enumerados a continuación:

- 1) Ambientales
- 2) Sociales
- 3) Geográficos
- 4) Económicos

En esta instancia se prestará mayor atención al último de los aspectos mencionados.

El análisis del mercado de los ácidos grasos y de los emulsionantes a base de MG y DG ha revelado sus precios y demandas. Respecto a los valores de venta, los mismos se presentan una vez más en la **Tabla 6.1** a modo de recordatorio. En relación a la demanda, ya se especificó que es ampliamente superior a las cantidades que se producen en en la planta diseñada, por lo que se podrá realizar un análisis para la determinación del punto de equilibrio.

Tabla 6.1. Valores de venta establecidos.

PRODUCTO	PRECIO DE VENTA (USD/TON)
AG ESENCIALES	2500
AG OLEICO Y SATURADOS	1100
EMULSIONANTE MGD 95%	1380
EMULSIONANTE MG/DG	1200

El hecho de que la materia prima principal del proceso (AVU), provenga de un producto reciclado y no sea necesaria su importación, sumado a que el principal mercado objetivo de AG es Estados Unidos, hace al proyecto más atractivo, al considerar el valor de la divisa extranjera y la necesidad de

la misma en el país. El hecho de denominar al proyecto "atractivo", se debe a que en el contexto macroeconómico actual, suelen existir facilidades o incentivos estatales para el desarrollo de proyectos que fomenten el ingreso de la moneda extranjera al país al mismo tiempo desarrollen la economía y establezcan puestos de trabajo.^[1]

Además, para grupos inversores extranjeros, se presenta la posibilidad de acceder a un negocio en el que se obtienen sustancias con gran valor agregado y posibilidades de comercialización internacional muy altas, mediante la contratación de capital humano a menor costo en comparación con sus países de origen, lo que implica costos de operación relativamente menores.

Por lo mencionado en estos párrafos, y al tener en cuenta además los otros tres factores mencionados (social, ambiental y geográfico), es que se decide evaluar la rentabilidad del proyecto, y generar un informe que reúna los resultados más relevantes del análisis económico y que sirva como documentación base para definir un Plan de Negocios.

3. Inversión Total (CapEx)

La inversión total requerida para realizar y operar el proyecto se compone de dos partes:

- 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. Representa la suma del valor de todos los activos de la planta.
- 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, esto es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas.

La inversión total (IT) se define como la suma de las dos partes mencionadas: IT = IFT + IW.

A su vez, la inversión fija total se obtiene de la suma del terreno y la inversión fija: IFT = IF + terreno.

Para determinar la inversión fija de un proyecto existen distintos métodos, que varían en el nivel de complejidad, exactitud, tiempo y costo asociado.

En este caso, dado que se trata de un proyecto de ingeniería base, se decide utilizar el método de Chilton (1949), [2] denominado *Método de los Factores*, con el cual se puede estimar la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso instalados y, de esta forma, calcular la inversión fija con un error de aproximadamente el 10-15%. El punto de partida de este método es la estimación de la inversión de los equipos principales del proceso con instalación, lo que se denomina **IE**. Los otros componentes de la inversión necesarios para completar el sistema, se correlacionan a partir de la aplicación de factores experimentales. El cálculo se realiza utilizando la **Ecuación 6.1**:

$$IF = IE * (1 + \sum_{i=1}^{n} fi) * (1 + \sum_{j=1}^{m} flj)$$

Ecuación 6.1. Cálculo de la inversión fija por el método de factores.

Donde:

- IF: Inversión fija (sin terreno) del sistema completo.
- IE: Valor de los equipos principales instalados.
- fi: Factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa, como cañerías, instrumentación, construcciones, etc.
- flj: Factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta, como ingeniería y supervisión, contingencias, etc.

3.1 Equipos principales

Se tiene en cuenta que algunos valores de equipos serán obtenidos de proveedores extranjeros, por lo que se deberá sumar un porcentaje al precio del equipo, asociado a los gastos de flete, seguro y aduana (CIF), asumiendo que el costo del equipo es en el puerto de embarque (FOB). Para estos equipos, se sumará un 30% sobre el valor de los mismos en sus fábricas de origen.

Además, existe la posibilidad de hallar precios de equipos de las condiciones especificadas en capítulos anteriores pero con distintas capacidades. En esos casos, se corregirá el valor mediante la **Ecuación 6.2**:

$$Costo \; equipo_{capacidad \; 1} = Costo \; equipo_{capacidad \; 2} * (\frac{Capacidad \; 1}{Capacidad \; 2})^f$$

Ecuación 6.2. Corrección de costos por capacidades.

Donde f es el factor costo-capacidad, el cual puede tomar valores desde 0,2 hasta mayores que 1. En ausencia de datos para este factor, se ha llegado a buenas estimaciones al tomar un valor de 0,67 (Remer, 1990).

Un tercer factor de corrección que se tendrá en cuenta, consta de las diferencias temporales: se recurrirá a los índices de costo temporales detallados en la "Chemical Engineering Magazine". [3]

Respecto a costos de instalación, se añadirá un porcentaje sobre el costo final del equipo, al tomar como referencia las proporciones propuestas por la Cátedra de Ingeniería Económica: 20% para ingeniería inmediata y 55% para instalación compleja. [4]

En la **Tabla 6.2** se resumen los equipos principales cotizados. Cabe aclarar que para los ítems cuyos costos fueron estimados mediante correlaciones se tuvieron en cuenta diferentes factores, según su funcionamiento o características principales. Por ejemplo, para el cálculo del costo de la torre de destilación fraccionada, se utilizó una expresión que es función de la altura, el diámetro, el tipo de material, el espesor de la pared, el tipo de relleno y el número de etapas. Dichas correlaciones se encuentran tabuladas en el *"Chemical Process Equipment"*, debido al año de la edición se utilizaron los factores de costos temporales mencionados anteriormente. [5]

Tabla 6.2. Precios de equipos principales.

EQUIPO	TIPO DE COTIZACIÓN	PRECIO ORIGINAL ITEM (USD)	RELACIÓN ÍNDICES DE COSTO	PRECIO CORREGIDO (CAPACIDAD, TIEMPO) (USD)	PRECIO ITEM EN FÁBRICA DESTINO (CIF) (USD)	INSTALACIÓN (%)	PRECIO FINAL ITEM INSTALADO (USD)	
CALDERA	Analogía ^[6]	161.538	-	206.769	240.000	40	336.000	
TORRE DE ENFRIAMIENTO	Correlación	70.000	-	70.000	87.500	55	135.625	
REACTOR HIDRÓLISIS	Correlación	77.500	2,1	161.006	161.006	55	249.559	
REACTOR GLICERÓLISIS	Correlación y contacto proveedores [⁷]	73.000	1,8	131.857	131.857	40	184.600	
COLUMNA DESTILACIÓN AG	Correlación	156.000	2,1	324.089	324.089	55	502.339	
COLUMNA DESTILACIÓN GL	Correlación	78.000	2,1	162.045	162.045	55	251.169	
COLUMNA DESTILACIÓN MG	Correlación	135.000	2,1	280.462	350.577	55	543.395	
EYECTOR DESTILACIÓN MG	Correlación	107.000	2,4	254.351	317.938	30	413.320	
EYECTOR DESTILACIÓN AG	Correlación	46.000	2,4	109.347	136.684	30	177.689	
TANQUES ALMACENAMIENTO AVU (7 DÍAS, HORMIGÓN)	Correlación	98.000	1,9	182.314	227.892	20	273.471	
BOMBAS PRINCIPALES	Analogía ^[8]	30.000	2,4	71.313	89.142	25	111.427	
INTERCAMBIADORES DE CALOR	Correlación	189.000	1,8	343.693	429.616	30	558.501	
COLUMNA PULVERIZADORA MG-DG	Contacto proveedor ^{[9}]	15.000	-	20.000	25.000	35	33.750	
COLUMNA PULVERIZADORA MGD	Contacto proveedor	15.000	-	15.000	18.750	35	25.313	
ENVASADORAS AUTOMÁTICAS PARA POLVOS	Contacto proveedor [10]	36.145	-	36.145	45.181	20	54.217	
CENTRÍFUGA	Contacto proveedor [11]	6.200	-	6.200	7.750	30	10.075	
AGITADORES	Contacto proveedor [12]	4.550	-	4.550	5.688	20	6.825	
FILTROS CARBÓN ACTIVADO	Correlación	50.000	2,1	104.560	130.701	20	156.841	
IE TOTAL (USD) 4.								

Con el objetivo de observar de una mejor manera la distribución de los costos de los equipos principales de la planta, se pueden separar en distintos grupos como se ve en el **Gráfico 6.1**.

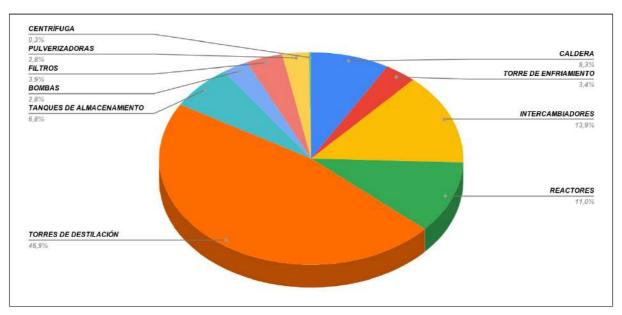


Gráfico 6.1. Distribución de los costos de equipos principales instalados.

A partir del **Gráfico 6.1** se puede comparar la ponderación que tiene cada grupo de equipos de proceso en la inversión de la planta y al mismo tiempo corroborar que estos sean consistentes. En este caso, como era de esperar, las torres de destilación al ser estructuras metálicas de gran tamaño y diseño complejo, representan casi la mitad de los costos de inversión en equipos. Luego le siguen los intercambiadores de calor, reactores y la caldera, también de manera esperada.

3.2 Inversión Fija (IF)

Se mencionó que se utilizará la **Ecuación 6.1**, pero deben especificarse los factores correspondientes a los distintos componentes directos e indirectos de la inversión fija.

Los valores propuestos por el método se presentan en la **Tabla 6.3**:

Tabla 6.3. Método de los Factores para estimación de la IF $\cdot^{[4]}$

Valor del Equipo Instalado de Proceso	IE
Factores experimentales como fracción de IE	and the second
Tuberias de Proceso =	f1
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
Instrumentación	f2
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
Edificios de fabricación	f3
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
Plantas de servicios	f4
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
Conexiones entre unidades	f5
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+ ∑fi)
Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
Ingenieria y construcción	f)1
Ingenieria Inmediata	0.20 - 0.35
Ingenieria compleja	0.35 - 0.50
Factores de tamaño	fl2
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
Official exponitions	fi3
Contingencias	0.10 - 0.20
Contingencias	0.10-0.20
Contingencias De la compañía	0.20 - 0.30
Contingencias	
Contingencias De la compañía Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30

La elección del valor de cada factor depende fuertemente del criterio y experiencia del equipo de trabajo a cargo; en la **Tabla 6.4** se presentan los valores finalmente seleccionados.

Tabla 6.4. Factores para la estimación de la IF.

COMPONENTES DIRECTOS	OBSERVACIONES	fi			
TUBERÍAS DE PROCESO	Prácticamente la totalidad de las corrientes involucradas en la planta son materiales fluidos, y en muchos casos a altas presiones y temperaturas.				
INSTRUMENTACIÓN	Al contar con unidades de destilación al vacío, dos reactores, y demás unidades complejas, se puede considerar que el control será complejo.				
EDIFICIOS DE FABRICACIÓN	Algunas operaciones de la planta se llevarán a cabo en espacios abiertos a la intemperie, y otras deberán ser realizadas en lugares cerrados; se puede considerar construcción semiabierta.				
PLANTAS DE SERVICIOS	Se considera la unidad de tratamiento de agua para alimentación a la caldera, torre de enfriamiento y reactor.	0,800			
CONEXIONES ENTRE UNIDADES Se contemplarán unidades separadas.		0,250			
COMPONENTES INDIRECTOS	OBSERVACIONES	flj			
INGENIERÍA Y CONSTRUCCIÓN	Se considera ingeniería compleja, y se toma en consideración los trabajos de administración, supervisión, confección de planos, entre otros.				
FACTORES DE TAMAÑO	FACTORES DE TAMAÑO Unidad comercial grande.				
CONTINGENCIAS	CONTINGENCIAS Se contemplan contingencias de la compañía y variaciones imprevistas.				
II	INVERSIÓN FIJA (USD) 2				

3.3 Terreno

La adecuada ubicación de la planta industrial es tan importante como la elección del proceso productivo. En el capítulo $\bf 1$ se ha justificado la elección de la misma, lo que dió como locación óptima el Parque Industrial Pilar, en el norte de la provincia de Buenos Aires, Argentina. $^{[13]}$

Las dimensiones del terreno fueron estimadas por analogía, con empresas de capacidades similares, tanto del sector oleoquímico *(Materia Oleochemicals)* como del sector farmacéutico, efectuándose correcciones de factor costo capacidad. Se llega a un terreno de 3 hectáreas para la construcción de la planta, con una superficie cubierta de *10.000 metros* cuadrados. ^[14]

Por otro lado, luego de una búsqueda de precios de terrenos en el parque industrial Pilar, se llega a un valor de *USD 55.000* por hectárea. Por lo que se estima un precio de terreno de *USD 165.000*.

Para obtener una estimación más precisa para el año "Cero" del proyecto, se decide corregir mediante el uso de un estándar financiero del 10%; al tener en cuenta que el terreno será adquirido dos años antes del inicio de las actividades productivas (Plazo que fue determinado en la sección "Planificación - Diagrama de Gantt").

Luego de la corrección mencionada, se llega a un valor del terreno de *USD 207.664*; al cual se le deben sumar los gastos de mejoras y acondicionamiento (Preparación, limpieza y nivelación, iluminación, caminos, playa de estacionamiento y otros gastos similares) los cuales se estimaron en *USD 10.000*, lo que da un valor total de terreno y mejoras de *USD 217.664*.

3.4 Inversión Fija Total (IFT)

Resulta de la suma de la IF y del valor del terreno:

$$IFT = IF + terreno = USD 25.529.342$$

3.5 Inversión en Capital de Trabajo (IW)

Existen diversos métodos para la estimación del capital de trabajo. En este caso se estimará como los costos totales de operación (excepto por el costo de depreciación) para los primeros 90 días de producción; estos costos serán desarrollados en la sección siguiente. Se considerará que durante ese período, la planta operará a un 60% de su capacidad nominal, como se verá en el cuadro de fuentes y usos de fondos.

Dicho esto:

COSTOS TOTALES AL 100% DE UTILIZACIÓN DE LA PLANTA	USD 22.289.490
CAPITAL DE TRABAJO (3 MESES al 60%)	USD 3.911.260

3.6 Inversión Total (IT)

Calculados todos los componentes de la inversión total, se obtiene finalmente el monto correspondiente a la Inversión Total:

$$IT = USD 29.440.601$$

4. Costos de operación (OpEx)

Los costos de operación o costos de producción son los gastos involucrados en mantener al proyecto en constante producción.

Dichos costos pueden dividirse en dos componentes:

- 1) Costos variables: Son los costos que son proporcionales al nivel de producción.
- 2) **Costos fijos:** Son independientes del porcentaje de utilización de la planta.

4.1 Costos variables

A modo de determinar los costos variables unitarios de cada producto, se estableció el siguiente criterio de ponderación:

- Para costos asociados a la producción de ácidos grasos, cada uno de los productos reflejarán un gasto proporcional a su producción.
- Los productos emulsionantes, en relación a todos los costos variables, seguirán el mismo criterio que los AG; pero en este caso, dentro de los costos variables específicos de la línea de emulsionantes, los MGD representarán el 40% de los costos, mientras que el emulsionante MG-DG representará el 60%, a pesar de que no sea esa la proporción entre sus volúmenes de producción.

Se obtienen así los valores expresados en la **Tabla 6.5**.

Tabla 6.5. Producción al 100% de capacidad de la planta y ponderación de costos.

PRODUCTO	PRODUCCIÓN AL 100% CAPACIDAD (TON/AÑO)	PROPORCIÓN SOBRE COSTOS DE SERVICIOS		
AG ESENCIALES	13288,6	0,34		
AG OLEICO Y SATURADOS	7804,9	0,20		
EMULSIONANTE MGD 95%	6486,6	0,19		
EMULSIONANTE MG/DG	11161,4	0,27		

La **Tabla 6.6** muestra de forma simplificada los componentes de los costos variables tenidos en cuenta, observaciones sobre la forma en que se calcularon, y monto total de cada uno.

Tabla 6.6. Costos variables.

COSTOS VARIABLES	OBSERVACIONES	ÁCIDOS GRASOS ESENCIALES	ÁCIDO OLEICO Y SATURADOS	EMULSIONANTE MGD	EMULSIONANTE MG-DG	MONTO ITEM (USD /AÑO)
	AVU	4.571.545	2.684.876	2.553.185	3.628.210	13.437.816
MATERIAS PRIMAS	Ca(OH)2	0	0	83.631	125.447	209.078
	HCI	0	0	219.949 219.949		549.872
	AG: Se optó por tambores de plástico de 200 L frente tanques IBC de 1000 L por la amplia diferencia de precio.					
ENVASES		172.752	101.464	51.893	89.292	415.400

	Emulsionantes:dado que se trata de sustancias destinadas a la industria alimenticia, se descarta la opción de "big bags"; se decide comercializar ambos emulsionantes en bolsas de papel tipo "madera" de 25 kg, al igual que se distribuye la harina, leche en polvo, entre otros.					
MANO DE OBRA DIRECTA (MOD)	Se estimó a partir del valor de la hora-hombre contemplando cargas sociales, vacaciones, ropa de trabajo, aguinaldo y seguro; y la cantidad de horas-hombre necesarias se determinó a partir del Gráfico de Wessel, considerando planta de procesamiento de fluidos.	179.927	105.671	100.488	142.799	528.885
SUPERVISIÓN	Se estimó como un 25% del costo de MOD.	44.982	26.418	25.122	35.700	132.221
	Agua: se calcula a partir de la tarifa de agua actualizada de ABSA, empresa distribuidora en la región elegida para ubicar la planta. [15]	51.591	30.300	28.814	40.946	151.650
SERVICIOS	Electricidad: análogamente al cálculo del costo de agua y servicios cloacales. [16]	12.967	7.615	7.242	10.291	38.115
	Gas natural: de igual manera; se consideró el consumo de la caldera y se sobreestimó en un 20%. [17]	19.150	11.247	10.695	15.199	56.292
MANTENIMIENTO	Se estima como un 3% de la IF.	258.331	151.718	144.277	205.025	759.350
SUMINISTROS	Se estima como un 1% de la IF.	86.110	50.573	48.092	68.342	253.117
LABORATORIO	Se estima como un 15% de la MOD.	26.989	15.851	15.073	21.420	79.333
REGALÍAS Y PATENTES No se deben pagar regalías por las características del proyecto y se desprecia la protección de la propiedad intelectual y patentes.		0	0	0	0	0
COSTOS VARIAE	BLES UNITARIOS (USD/TON)	408,20	408,17	506,96	412,37	COSTOS VARIABLES TOTALES AL 100% DE LA CAPACIDAD

			(USD/AÑO)	
			16.611.129	

A continuación se presentan de forma tabulada, algunos parámetros importantes considerados para los cálculos de distintos componentes de los costos variables. Ver **Tablas 6.7, 6.8 y 6.9.**

Tabla 6.7. Cálculo costo de mano de obra directa . [18]

PRODUCCIÓN (TON/HORA)	PRODUCCIÓN ANUAL (TON/AÑO)	HH DÍA/ ETAPA	ETAPAS	VALOR HH CON CARGAS SOCIALES (USD)	DÍAS/AÑO	TOTAL(USD/ AÑO)
4,79	38741,52	35	9	4,6	365	528885

La cantidad de horas hombre se determinó a partir del Gráfico de Wessel (**Gráfico 6.2**), para el cual se consideraron 9 etapas:

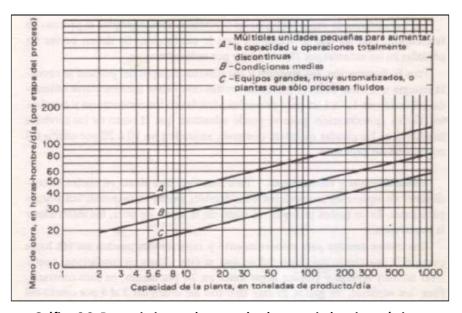


Gráfico 6.2. Requerimientos de mano de obra para industrias químicas.

- 1. Tratamiento de Agua
- 2. Reacción de Hidrólisis
- 3. Reacción de Glicerólisis
- 4. Purificación de AG
- 5. Purificación de GL
- 6. Purificación de MG
- 7. Envasado de AG

- 8. Envasado de emulsionantes
- 9. Sala de calderas

A su vez, el valor de la hora hombre, se obtuvo del convenio laboral de la industria química, al cual se le añadió un 60% como factor de cargas sociales y un 20% como factor de indumentaria y EPP.

Tabla 6.8. Cálculo costo de envases $.^{[19,20]}$

PRODUCCIÓN AG (M3/AÑO)	PRODUCCIÓN EMULSIONANTES (M3/AÑO)	TANQUES IBC NECESARIOS (U/AÑO)	BIG BAGS NECESARIAS (U/AÑO)	VALOR TAMBOR 200 L (USD/U)	VALOR BOLSAS PAPEL (USD/U)	TOTAL (USD/AÑO)
23437,23	17648,02	105468	705922	2,6	0,2	415400

Tabla 6.9. Cálculo costo de mano de materias primas.

AVU (TON/AÑO)	Ca(OH)2 (TON/AÑO)	HCI (M3/AÑO)	PRECIO AVU (USD/TON)	PRECIO Ca(OH)2 (USD/TON)	PRECIO HCI (USD/M3)	TOTAL (USD/AÑO)
37018,8	176	162,30	363	1185,8	3388,0	14196766,4

Se presenta de forma gráfica la distribución de costos variables asociados a cada producto en los **Gráfico 6.3.a), b), c) y d).**

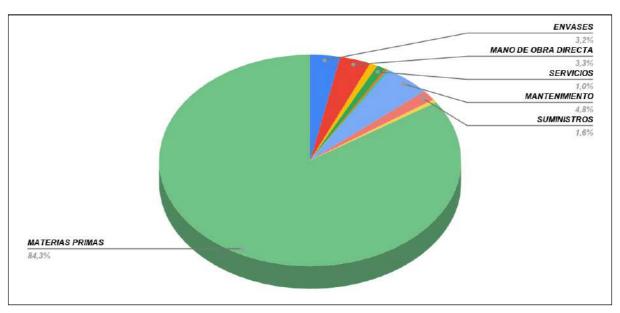


Gráfico 6.3.a). Distribución de costos variables AGE.

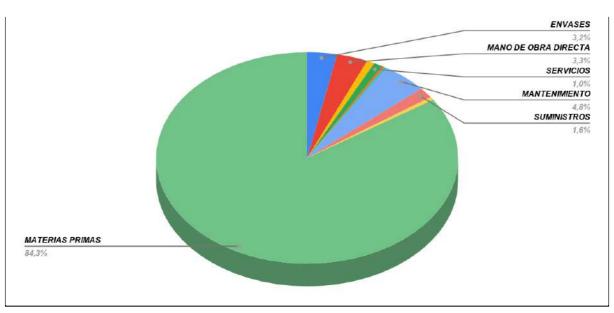


Gráfico 6.3.b). Distribución de costos variables AGE.

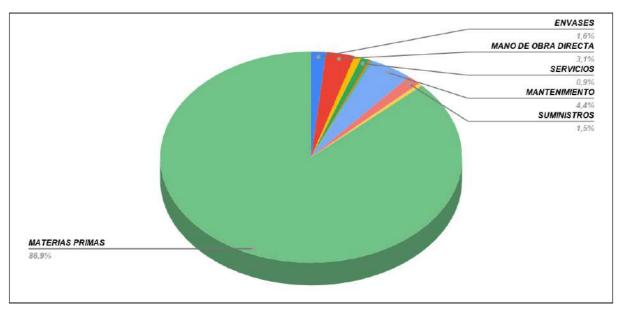


Gráfico 6.3.c). Distribución de costos variables MGD.

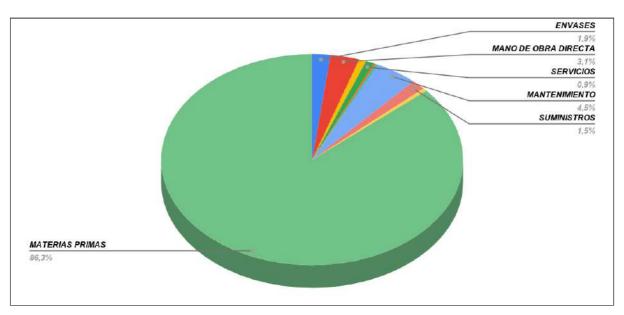


Gráfico 6.3.d). Distribución de costos variables MG-DG.

4.2 Costos fijos

La **Tabla 6.10** muestra de forma simplificada los costos tenidos en cuenta, observaciones sobre la forma en que se calcularon, y monto total de cada uno.

Tabla 6.10. Costos fijos.

	Tabla 6.10. Costos fijos.					
COSTOS FIJOS	OBSERVACIONES	MONTO (USD/AÑO)				
DEPRECIACIÓN	Se considera el método de la línea recta, un valor residual de la planta del 10% y un tiempo de vida del proyecto igual a 25 años.					
IMPUESTOS Y SEGUROS	759.350					
FINANCIACIÓN	Por la magnitud de la inversión, no se considerará la opción de financiamiento público; de esa forma el costo es nulo.	0				
VENTAS Y DISTRIBUCIÓN	Se estima como el 5% de los ingresos anuales por ventas. Se contempla salarios y gastos generales asociados a labores de ventas, administración, comisiones, viajes, transportes, entre otros.	3.207.604				
ADMINISTRACIÓN Y DIRECCIÓN	A diferencia de los costos de supervisión, incluye los costos asociados a la administración de la empresa: salarios del personal directivo, insumo y servicios asociados a las tareas de dirección, gastos en trabajos de asesoramiento legal y contable, entre otros. Se estima como un 30% de la MOD calculada para el 100% de utilización de la planta.	158.666				

	COSTOS FIJOS TOTALES					
I+D	Incluye suministros, costos de operación de maquinaria y salarios del personal vinculado al departamento de I+D. Se estima como el 1% de los ingresos por ventas anuales.	641.521				

Se presenta de forma gráfica la distribución de costos fijos en la Gráfico 6.4.

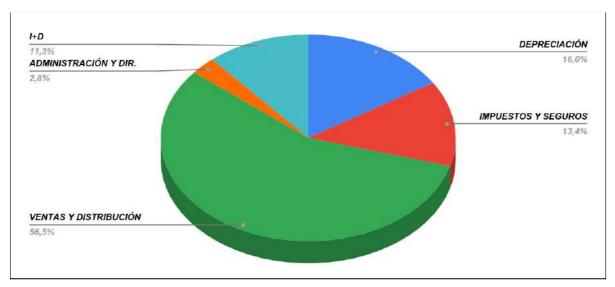


Gráfico 6.4. Distribución de costos fijos.

4.3 OpEx

Los costos de operación totales se obtienen sumando los costos fijos y los costos variables.

Costo total de operación al 100% de utilización = USD/año 22.289.490

A continuación se muestra, en el **Gráfico 6.5**, la distribución de costos totales de la planta, considerando un nivel de utilización de la planta del 100% de la capacidad nominal.

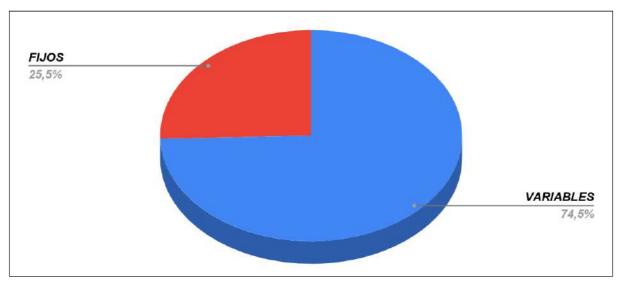


Gráfico 6.5. Distribución de costos totales al 100% de la capacidad.

Se considera un período de 3 meses para calcular la inversión en capital de trabajo (IW), y se establece un nivel de utilización de la planta del 60% para el primer año.

Luego:

$$IW = \frac{Costos \ totales \ de \ operación \ al \ 60\%}{12 \ meses} * 3 \ meses = USD \ 3.911.260$$

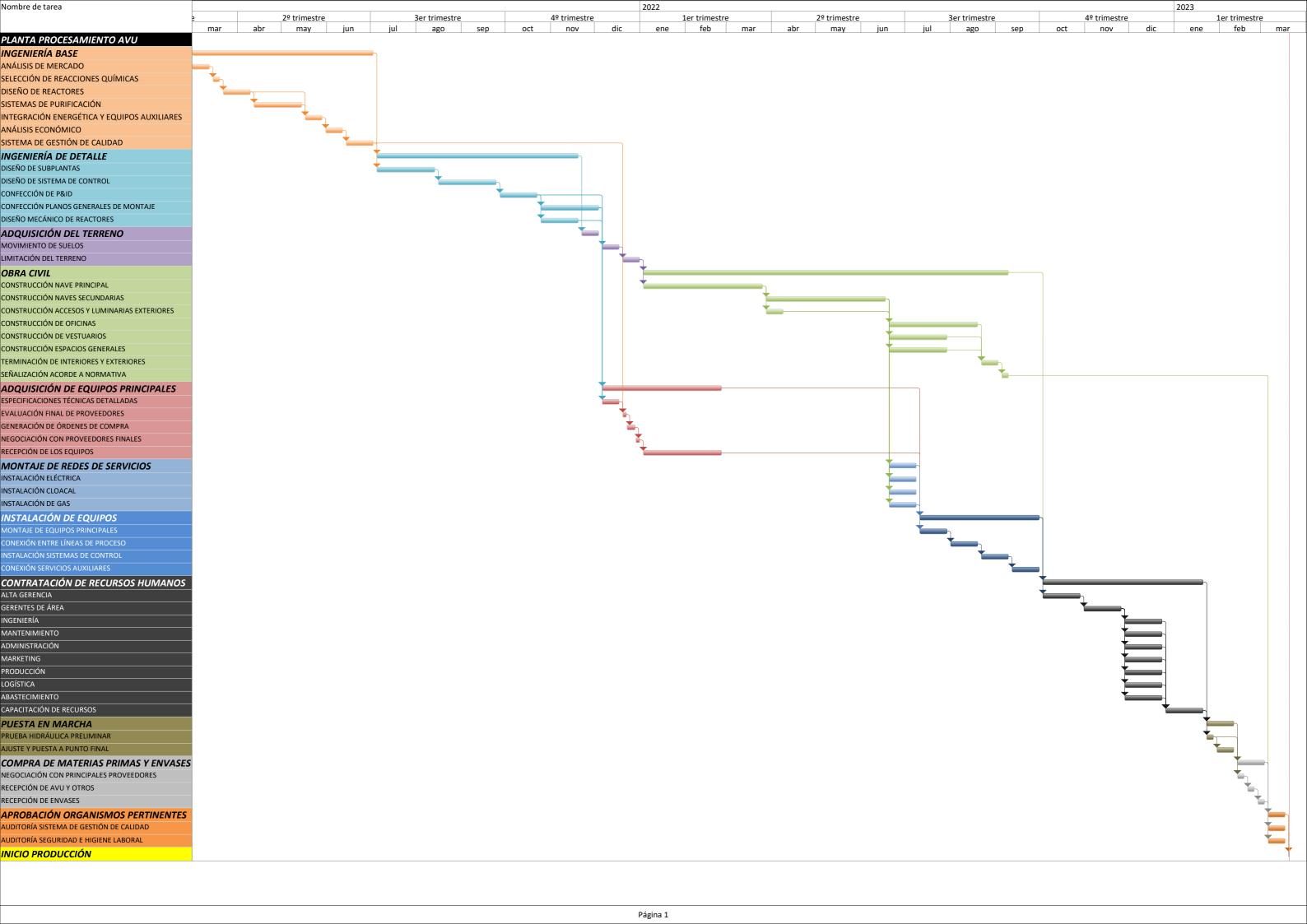
5. Planificación - Diagrama de Gantt

El cronograma de actividades fue definido tomando como referencia la duración de actividades asociadas a la obra civil, montaje mecánico de equipos y naves industriales, y la duración de períodos de selección habitual de grandes empresas al momento de la contratación de los recursos humanos [21]

Además se consideraron plazos "comunes" de adquisición de equipos importados y de materias primas.

Vale la pena aclarar que los días indicados en la duración de las actividades corresponden a días hábiles según el calendario de los años 2021 y 2022, además se definió el orden y la sucesión de tareas de forma de optimizar el tiempo de ejecución, y se verificó que no se superpongan actividades que demanden la participación de recursos críticos.

Finalmente, se puede apreciar el **Diagrama de Gantt** para la instalación de la planta de procesamiento de AVU, adjuntado al final del informe.



INGENIERÍA

MARKETING PRODUCCIÓN LOGÍSTICA

6. Financiamiento - Línea Base de Costos

En Argentina existen distintas iniciativas de promoción y fomento para proyectos de innovación tecnológica y desarrollo empresarial instrumentadas por el Poder Ejecutivo Nacional; se trata de créditos y subsidios, tanto individuales como asociativos, que constituyen distintas líneas de financiamiento destinadas a objetivos y beneficiarios diversos y con una gran variedad de bases y condiciones.

El ente encargado de regular dichas líneas de financiamiento es el Ministerio de Desarrollo Productivo de la Nación y actualmente, dentro del contexto macroeconómico que el país atraviesa, las opciones que ofrece no son aptas para llevar a cabo el proyecto, ya que se busca instalar una gran empresa, no una PyME con inversiones de menores órdenes de magnitud. [1]

Dicho esto, se establece que el financiamiento del proyecto deberá afrontarse con capital propio, entendiéndose este como el dinero del cual disponen grupos inversores tanto locales como extranjeros; es decir, el financiamiento será totalmente afrontado por el sector privado.

Una vez definido el cronograma de actividades y los distintos componentes de la Inversión Total, y seleccionado el tipo de financiamiento, se puede construir la línea base de costos del proyecto, que consiste en la representación del capital acumulado requerido en función del tiempo para afrontar los gastos que demanda la instalación de la planta y ejecución del mismo. La misma puede verse en la **Figura 6.1**; la fecha del primer gasto de dinero corresponde a la adquisición del terreno, en la fecha 22 de noviembre del año 2021, según el cronograma definido. Posteriormente, se aprecian distintos saltos en la curva que representan el inicio de nuevas etapas del proyecto, en las que se requieren inversiones ya sea para ejecutar la obra civil, como para acceder a los equipos principales, o para poner la planta en marcha hacia el fin del período de ejecución. Se puede apreciar que para la fecha de fin del proyecto, el valor de capital requerido acumulado asciende hasta el valor de la Inversión Total del proyecto.

La línea base de costos es una herramienta utilizada en la gestión de proyectos que permite evaluar qué tan acertada estuvo la estimación del presupuesto; mientras menores sean las diferencias entre el financiamiento requerido real y los valores previstos por la misma, mayores probabilidades habrá de terminar el proyecto en el período estipulado y de cumplir con el monto de inversión asumido [22]



Figura 6.1. Requerimiento de capital acumulado durante la ejecución del proyecto.

7. Evaluación de la Rentabilidad

La rentabilidad, conceptualmente, es una medida de la ganancia obtenida por una actividad en relación a la inversión de capital necesaria para que esa actividad se realice.

- Rentabilidad económica: Medida del crecimiento del activo total de la empresa independientemente de la financiación de los mismos.
- Rentabilidad financiera: Medida referida al rendimiento de los fondos de la empresa.

Dado que se decidió que la financiación del proyecto será afrontada con capital propio, sólo se evaluará la rentabilidad económica.

Se utilizarán las siguientes herramientas y parámetros:

- Diagrama de flujo de caja: Muestra el flujo de dinero acumulado de la empresa pero no considera el riesgo, tasa a la cual es generado el dinero del proyecto ni ganancias por reinversión.
- Cuadro de fuentes y uso de fondos: Muestra cuál es el origen de los fondos y su destino final, al tomar intervalos temporales de un año.
- Beneficio neto antes de impuestos (BNAI): Es la diferencia entre las fuentes de dinero y los fondos o costos totales sin incluir los impuestos.

- Beneficio neto (BN): Es el beneficio obtenido luego de aplicar la tasa impositiva correspondiente (35% en Argentina).
- Flujo de caja: Es la suma del beneficio neto obtenido en el período considerado (1 año) y el costo anual de depreciación.

7.1 Cuadro de usos y fondos

Una vez definidos los precios de venta de los productos, porcentajes de utilización de la planta durante la vida útil del proyecto, CapEx y OpEx, puede procederse al cálculo de los FC del proyecto. **Ver Cuadro de Usos y Fondos.**

					Cuadro	de Usos y Fuentes - Planta	de Procesamiento de AVU						
Año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
%Utilización	50%	60%	65%	70%	75%	80%	85%	90%	95%	100%	100%	100%	100%
Producción AG Esenc (ton/año)	6,644	7,973	8,638	9,302	9,966	10,631	11,295	11,960	12,624	13,289	13,289	13,289	13,289
Producción AG Sat (ton/año)	3,902	4,683	5,073	5,463	5,854	6,244	6,634	7,024	7,415	7,805	7,805	7,805	7,805
Producción MGD 95% (ton/año)	3,243	3,892	4,216	4,541	4,865	5,189	5,514	5,838	6,162	6,487	6,487	6,487	6,487
Producción MGD 45% (ton/año)	5,581	6,697	7,255	7,813	8,371	8,929	9,487	10,045	10,603	11,161	11,161	11,161	11,161
FUENTES													
Capital Propio	\$ 29,440,602												
Crédito de Bancos	\$ -												
Ventas AG Esenciales	\$ 13,288,600	\$ 19,932,900	\$ 21,593,975	\$ 23,255,050	\$ 24,916,125	\$ 26,577,200	\$ 28,238,275	\$ 29,899,350	\$ 31,560,425 \$	33,221,500	\$ 33,221,500 \$	33,221,500 \$	33,221,500
Ventas AG Saturados	\$ 3,434,156	\$ 5,151,234	\$ 5,580,504	\$ 6,009,773	\$ 6,439,043	\$ 6,868,312	\$ 7,297,582	\$ 7,726,851	\$ 8,156,121 \$	8,585,390	\$ 8,585,390 \$	8,585,390 \$	8,585,390
Ventas MDG 95 %	\$ 3,580,603	\$ 5,370,905	\$ 5,818,480	\$ 6,266,056	\$ 6,713,631	\$ 7,161,206	\$ 7,608,782	\$ 8,056,357	\$ 8,503,933 \$	8,951,508	\$ 8,951,508 \$	8,951,508 \$	8,951,508
Ventas MDG 45%	\$ 5,357,472	\$ 8,036,208	\$ 8,705,892	\$ 9,375,576	\$ 10,045,260	\$ 10,714,944	\$ 11,384,628	\$ 12,054,312	\$ 12,723,996 \$	13,393,680	\$ 13,393,680 \$	13,393,680 \$	13,393,680
Total Fuentes	\$ 55,101,433	\$ 38,491,247	\$ 41,698,851	\$ 44,906,455	\$ 48,114,059	\$ 51,321,662	\$ 54,529,266	\$ 57,736,870	\$ 60,944,474 \$	64,152,078	\$ 64,152,078 \$	64,152,078 \$	64,152,078
USOS													
Activo Fijo (IFT)	\$ 25,529,342.15												
Activo de Trabajo (Iw)	\$ 3,911,260.00												
Costos Fijos Totales	\$ 5,678,361.00	\$ 5,678,361.00	\$ 5,678,361.00	\$ 5,678,361.00	\$ 5,678,361.00	\$ 5,678,361.00	\$ 5,678,361.00	\$ 5,678,361.00	\$ 5,678,361.00 \$	5,678,361.00	\$ 5,678,361.00 \$	5,678,361.00 \$	5,678,361.00
Costos Variables AG Esenc	\$ 2,712,203.26	\$ 3,254,643.91	\$ 3,525,864.24	\$ 3,797,084.56	\$ 4,068,304.89	\$ 4,339,525.22	\$ 4,610,745.54	\$ 4,881,965.87	\$ 5,153,186.19 \$	5,424,406.52	\$ 5,424,406.52 \$	5,424,406.52 \$	5,424,406.52
Costos Variables AG Sat	\$ 1,592,863.02	\$ 1,911,435.62	\$ 2,070,721.92	\$ 2,230,008.22	\$ 2,389,294.52	\$ 2,548,580.83	\$ 2,707,867.13	\$ 2,867,153.43	\$ 3,026,439.73 \$	3,185,726.03	\$ 3,185,726.03 \$	3,185,726.03 \$	3,185,726.03
Costos Variables MGD 95 %	\$ 1,644,223.37	\$ 1,973,068.04	\$ 2,137,490.38	\$ 2,301,912.72	\$ 2,466,335.05	\$ 2,630,757.39	\$ 2,795,179.73	\$ 2,959,602.06	\$ 3,124,024.40 \$	3,288,446.74	\$ 3,288,446.74 \$	3,288,446.74 \$	3,288,446.74
Costos Variables MGD 45 %	\$ 2,301,313.26	\$ 2,761,575.91	\$ 2,991,707.24	\$ 3,221,838.56	\$ 3,451,969.89	\$ 3,682,101.21	\$ 3,912,232.54	\$ 4,142,363.87	\$ 4,372,495.19 \$	4,602,626.52	\$ 4,602,626.52 \$	4,602,626.52 \$	4,602,626.52
Depreciación Interna	\$ 911,220.41	\$ 911,220.41	\$ 911,220.41	\$ 911,220.41	\$ 911,220.41	\$ 911,220.41	\$ 911,220.41	\$ 911,220.41	\$ 911,220.41 \$	911,220.41	\$ 911,220.41 \$	911,220.41 \$	911,220.41
Costos de Producción	\$ 14,840,184.31	\$ 16,490,304.89	\$ 17,315,365.18	\$ 18,140,425.47	\$ 18,965,485.76	\$ 19,790,546.05	\$ 20,615,606.34	\$ 21,440,666.63	\$ 22,265,726.92 \$	23,090,787.22	\$ 23,090,787.22 \$	23,090,787.22 \$	23,090,787.22
Total USOS	\$ 44,280,786.46	\$ 16,490,304.89	\$ 17,315,365.18	\$ 18,140,425.47	\$ 18,965,485.76	\$ 19,790,546.05	\$ 20,615,606.34	\$ 21,440,666.63	\$ 22,265,726.92 \$	23,090,787.22	\$ 23,090,787.22 \$	23,090,787.22 \$	23,090,787.22
BNAI	\$ 10,820,647	\$ 22,000,942		.,,.			\$ 33,913,660			41,061,291		41,061,291 \$	41,061,291
Depreciación Legal	\$ 911,220	\$ 911,220		\$ 911,220	. , .		\$ 911,220		\$ 911,220 \$	911,220		911,220 \$	911,220
Costos Para Impuestos	\$ 14,840,184	1 -,,	,,	\$ 18,140,425	1 -,,	\$ 19,790,546	\$ 20,615,606	, ,,,,,	\$ 22,265,727 \$	23,090,787	,, .	23,090,787 \$	23,090,787
Impuestos	\$ 3,787,226			\$ 9,368,110	\$ 10,202,000	\$ 11,035,891	\$ 11,869,781	\$ 12,703,671	\$ 13,537,562 \$	14,371,452		14,371,452 \$	14,371,452
Beneficio Neto (BN)	\$ 7,033,420	\$ 14,300,612	\$ 15,849,266	\$ 17,397,919	\$ 18,946,572	\$ 20,495,226	\$ 22,043,879	\$ 23,592,532	\$ 25,141,186 \$	26,689,839	\$ 26,689,839 \$	26,689,839 \$	26,689,839
FLUJO DE CAJA (FC)	\$ 7,944,641	\$ 15,211,833	\$ 16,760,486	\$ 18,309,139	\$ 19,857,793	\$ 21,406,446	\$ 22,955,099	\$ 24,503,753	\$ 26,052,406 \$	27,601,059	\$ 27,601,059 \$	27,601,059 \$	27,601,059

						Cuadro de Usos v Fu	entes - Planta de Procesamie	ento de AVU					
Año		14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
%Utilización		100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Producción AG Esenc (ton/año)		13,289	13,289	13,289	13,289	13,289	13,289	13,289	13,289	13,289	13,289	13,289	13,289
Producción AG Sat (ton/año)		7,805	7,805	7,805	7,805	7,805	7,805	7,805	7,805	7,805	7,805	7,805	7,805
Producción MGD 95% (ton/año)		6,487	6,487	6,487	6,487	6,487	6,487	6,487	6,487	6,487	6,487	6,487	6,487
Producción MGD 45% (ton/año)		11,161	11,161	11,161	11,161	11,161	11,161	11,161	11,161	11,161	11,161	11,161	11,161
FUENTES													
Capital Propio													
Crédito de Bancos													
Ventas AG Esenciales	\$	33,221,500	\$ 33,221,500	\$ 33,221,500 \$	33,221,500	\$ 33,221,500	\$ 33,221,500	\$ 33,221,500	\$ 33,221,500	\$ 33,221,500 \$	33,221,500 \$	33,221,500 \$	33,221,500
Ventas AG Saturados	\$	8,585,390	\$ 8,585,390	\$ 8,585,390 \$	8,585,390	\$ 8,585,390	\$ 8,585,390	\$ 8,585,390	\$ 8,585,390	\$ 8,585,390 \$	8,585,390	8,585,390 \$	8,585,390
Ventas MDG 95 %	\$	8,951,508	\$ 8,951,508	\$ 8,951,508 \$	8,951,508	\$ 8,951,508	\$ 8,951,508	\$ 8,951,508	\$ \$ 8,951,508	\$ 8,951,508 \$	8,951,508	8,951,508 \$	8,951,508
Ventas MDG 45%	\$	13,393,680	\$ 13,393,680	\$ 13,393,680 \$	13,393,680	\$ 13,393,680	\$ 13,393,680	\$ 13,393,680	\$ 13,393,680	\$ 13,393,680 \$	13,393,680 \$	13,393,680 \$	13,393,680
Total Fuentes	\$	64,152,078	\$ 64,152,078	\$ 64,152,078 \$	64,152,078	\$ 64,152,078	\$ 64,152,078	\$ 64,152,078	\$ \$ 64,152,078	\$ 64,152,078 \$	64,152,078	64,152,078 \$	64,152,078
USOS													
Activo Fijo (IFT)													
Activo de Trabajo (Iw)													
Costos Fijos Totales	Ś	5,678,361.00	\$ 5,678,361.00	\$ 5,678,361.00 \$	5,678,361.00	\$ 5,678,361.00	\$ 5,678,361.00	\$ 5,678,361.00	\$ 5.678.361.00	\$ 5.678.361.00 \$	5.678.361.00	5.678.361.00 \$	5.678.361.00
Costos Variables AG Esenc	Ś	5,424,406.52			5,424,406.52	. , ,					-,,	-,,	5,424,406,52
Costos Variables AG Sat	Ś	3,185,726.03		. , , ,	3.185,726,03	. , ,					3.185.726.03	3.185.726.03 \$	3,185,726,03
Costos Variables MGD 95 %	Ś	3,288,446,74	-,,		3,288,446,74	,,	. , ,		,,	-,,	-,, ,	3.288.446.74 \$	3,288,446,74
Costos Variables MGD 45 %	\$	4,602,626.52	\$ 4,602,626.52	\$ 4,602,626.52	4,602,626.52	\$ 4,602,626.52	\$ 4,602,626.52	\$ 4,602,626.52	\$ 4,602,626.52	\$ 4,602,626.52 \$	4,602,626.52	4,602,626.52 \$	4,602,626.52
Depreciación Interna	Ś	911,220,41	\$ 911,220,41	\$ 911.220.41 \$	911,220,41	\$ 911,220,41	\$ 911,220,41	\$ 911,220,41	\$ 911,220,41	\$ 911.220.41 \$	911.220.41	911.220.41 \$	911.220.41
Costos de Producción	\$	23,090,787.22	\$ 23,090,787.22	\$ 23,090,787.22 \$	23,090,787.22	\$ 23,090,787.22	\$ 23,090,787.22	\$ 23,090,787.22	\$ 23,090,787.22	\$ 23,090,787.22 \$	23,090,787.22	23,090,787.22 \$	23,090,787.22
Total USOS	\$	23,090,787.22	\$ 23,090,787.22	\$ 23,090,787.22 \$	23,090,787.22	\$ 23,090,787.22	\$ 23,090,787.22	\$ 23,090,787.22	\$ 23,090,787.22	\$ 23,090,787.22 \$	23,090,787.22	23,090,787.22 \$	23,090,787.22
													·
BNAI	\$	41,061,291	\$ 41,061,291	\$ 41,061,291 \$	41,061,291	\$ 41,061,291	\$ 41,061,291	\$ 41,061,291	\$ 41,061,291	\$ 41,061,291 \$	41,061,291	41,061,291 \$	41,061,291
Depreciación Legal	\$	911,220	\$ 911,220	\$ 911,220 \$	911,220	\$ 911,220	\$ 911,220	\$ 911,220	\$ 911,220	\$ 911,220 \$	911,220	911,220 \$	911,220
Costos Para Impuestos	\$	23,090,787	\$ 23,090,787	\$ 23,090,787 \$	23,090,787	\$ 23,090,787	\$ 23,090,787	\$ 23,090,787	\$ 23,090,787	\$ 23,090,787 \$	23,090,787	23,090,787 \$	23,090,787
Impuestos	\$	14,371,452	\$ 14,371,452	\$ 14,371,452 \$	14,371,452	\$ 14,371,452	\$ 14,371,452	\$ 14,371,452	\$ 14,371,452	\$ 14,371,452 \$	14,371,452	14,371,452 \$	14,371,452
Beneficio Neto (BN)	\$	26,689,839	\$ 26,689,839	\$ 26,689,839 \$	26,689,839	\$ 26,689,839	\$ 26,689,839	\$ 26,689,839	\$ 26,689,839	\$ 26,689,839 \$	26,689,839 \$	26,689,839 \$	26,689,839
FLUJO DE CAJA (FC)	Ś	27,601,059	\$ 27.601.059	\$ 27.601.059 \$	27.601.059	\$ 27,601,059	\$ 27.601.059	\$ 27.601.059	\$ 27.601.059	\$ 27,601,059 \$	27.601.059	27.601.059 \$	27.601.059

Se definió además distintos porcentajes de utilización de la planta durante los primeros años del proyecto, y un precio de venta de los productos durante el primer año un 20% menor al establecido, como estrategia de marketing, de manera de introducirse en el mercado con mayor rapidez.

Vale la pena aclarar, que el cuadro de usos y fondos contempla en el primer año los egresos de dinero relacionados a la inversión, por lo tanto, se pueden ver los flujos de caja de cada año de actividad del proyecto.

7.2 Herramientas para estimar la rentabilidad

Se diferencian en métodos:

- *Estáticos*: No tienen en cuenta el valor temporal del dinero (Tasa de retorno sobre la inversión original, Tasa de retorno sobre la inversión promedio, Tiempo de repago).
- *Dinámicos*: Si consideran el valor temporal del dinero (Valor presente (VP), Tasa interna de retorno (TIR)).

Para analizar la rentabilidad del proyecto se utilizará un método estático y los dos métodos dinámicos; en este caso se opta por el tiempo de repago (TR).

El tiempo de repago permitirá conocer el tiempo mínimo necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto. La TIR dará a conocer la tasa de interés máxima que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión y tenerla paga al finalizar la vida útil del proyecto. Finalmente, el VP representa la cantidad de dinero requerida al comienzo del proyecto además de la inversión total, que, invertida a una tasa de interés pre-asignada, pueda producir ingresos iguales a, y al mismo tiempo que, los flujos de caja del proyecto.

7.3 Análisis de rentabilidad

Una vez obtenidos los indicadores de la rentabilidad del proyecto, se puede decidir si el proyecto es o no rentable, al considerar una tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA) y analizar el nivel de riesgo que representa el proyecto en función del tiempo de recuperación del capital invertido. Siempre que el tiempo de repago sea elevado, es decir, el nivel de riesgo del proyecto sea alto, se busca a cambio obtener una recompensa elevada (léase alta rentabilidad). En la **Tabla 6.11** se pueden encontrar los distintos rangos que puede tomar para la TRMA (iM%) según el tipo de proyecto.

Tabla 6.11. Valores para TRMA según el tipo de proyecto y el riesgo. [4]

Tipo de proyecto	Grado de riesgo	iM (%)
Proyectos cortos, Modificación de plantas existentes,	Bajo	10-15
Capital de trabajo, Tierra		
Equipos específicos Proyectos de mediano plazo Instrumentación automática	Moderado	15-25
Nuevas instalaciones para un nuevo producto	Alto	25-50 o más

Al tener en cuenta que el proyecto se trata de la instalación de una planta completamente nueva, se puede considerar un alto grado de riesgo. Por lo que, independientemente del tiempo de repago obtenido, se decide optar por una postura conservadora y asignar una TRMA del 30% para el cálculo del VP.

Se obtuvo así:

$$Valor\ Presente = USD\ 27.168.130$$

El tiempo de repago se calcula de forma gráfica (Figura 6.2) a partir del diagrama de flujos de caja acumulados del proyecto; en donde, el año cero se corresponde con el valor de la inversión fija depreciable y el tiempo de repago se lee en la intersección de la curva azul con el eje de las abscisas. Se llega a un valor de 2 años desde que la planta comienza a producir.

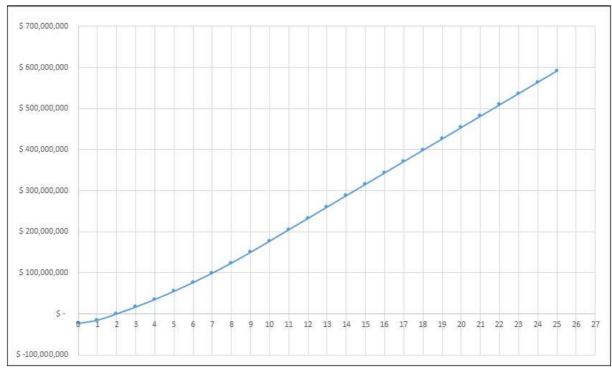


Figura 6.2. Flujos de Caja Acumulados del proyecto.

Por otro lado, se llega a una **TIR del 50%**, lo que sitúa al proyecto como rentable, tanto desde el punto de vista de los métodos dinámicos como para el método estático seleccionado. Cabe destacar el bajo tiempo de repago obtenido, lo que se debe principalmente a los altos precios de venta de los productos en relación a los costos para producirlos.

8. Análisis de Sensibilidad - Alternativas y Estrategias

El Punto de Equilibrio es aquel punto de actividad de la empresa en el cual los ingresos por ventas de los productos 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. Para poder hallarlo, se debe graficar la carta económica de producción y hallar la intersección entre los costos totales de producción y los ingresos totales por ventas, o de otra forma, hallar el punto en el cual el BNAI toma valores positivos (Figura 6.3).

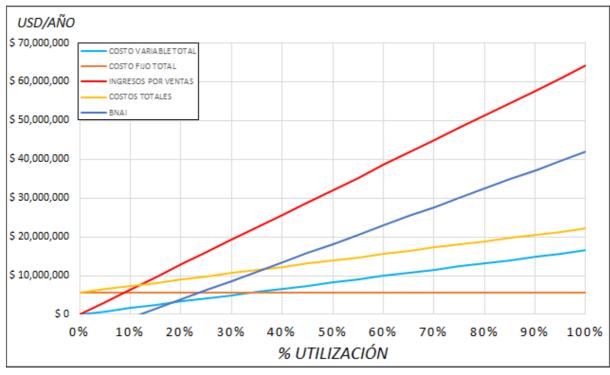


Figura 6.3. Carta Económica de producción.

De la carta económica de producción se lee el punto de equilibrio (PE), el cual se da para un 16% de la capacidad instalada; esto implica que al operar por encima del PE, el balance económico será positivo. A partir de esta observación, se puede garantizar que frente a variaciones en distintos componentes de la estructura de costos o cambios en el mercado de AG y emulsionantes, habrá un gran margen de absorción de dichas perturbaciones de forma de cumplir con los objetivos de rentabilidad. Si por el contrario el PE se situara a un elevado nivel de operación, habría muy poco margen en la capacidad de producción que permita lograr la facturación deseada; requiriendo en ese caso la ampliación de la capacidad instalada.

Luego de reunir todos los valores hallados anteriormente, se clasifica al proyecto como *Rentable*.

Luego, se decidió analizar de igual manera los indicadores de rentabilidad para dos escenarios alternativos que podrían, en una situación desfavorable y poco esperada, surgir durante la ejecución del proyecto.

Se decidió hacer el análisis de estos escenarios dado que el precio del AVU es el factor determinante de los costos operativos, lo que representa aproximadamente el 75% de los costos variables unitarios y al ser los costos de materia prima alrededor del 60% de los costos totales de producción para los porcentajes de utilización de la planta predefinidos en el Cuadro de Usos y Fondos.

Estos casos son:

- Ante un problema de desabastecimiento de AVU por parte de proveedores nacionales, se recurre a la importación de AVU. De esta forma, se considera un valor de la tonelada del mismo igual que en el caso base, pero se agrega un 30% como gasto total por importación, lo que resulta en un valor del AVU por tonelada de USD 472.
- Un segundo caso alternativo sería que ante el desabastecimiento de AVU de forma local, y
 con imposibilidad de importar el mismo debido a los tiempos requeridos para adquirirlo, se
 decida utilizar Aceite de Soja Virgen; en este caso, se consultó el valor del mismo en la
 actualidad dentro del país y se obtuvo un valor final de USD 1028,5 por tonelada. [23]

Vale aclarar que se consideraron los mismos rendimientos y calidades de los productos finales (léase precios de venta) para los 3 casos.

Los indicadores de rentabilidad obtenidos se presentan en la **Tabla 6.12**, en la que además se agregaron los valores correspondientes al caso original, de manera de simplificar la comparación.

Tabla 6.12. Comparación de la rentabilidad para distintos escenarios.

CASO	PRODUCTO	CVU (USD/T)	TIR	TIEMPO DE REPAGO	VALOR PRESENTE	PUNTO EQ (UTILIZACIÓN DE LA PLANTA)
BASE	AG ESENC.	460,5	50 %	2 años	USD 27.168.130	13 %
	AG OLEICO	460,5				
	MGD	566,8				
	MG-DG	461,8				
AVU IMPORTADO	AG ESENC.	511,4	45 %	2,1 años	USD 20.554.993	14 %
	AG OLEICO	511,37				
	MGD	625,05				
	MG-DG	509,89				
ACEITE VIRGEN	AG ESENC.	1091,2	21 %	4,5 años	USD -13.245.583	25 %
	AG OLEICO	1091,2				
	MGD	1288,4				
	MG-DG	1057,8				

De los valores mostrados anteriormente se pueden extraer las siguientes conclusiones:

- El porcentaje de utilización de la planta correspondiente al punto de equilibrio es muy bajo, lo que representa la posibilidad de percibir altos ingresos por ventas aún cuando se opere en niveles lejanos a la capacidad instalada. Esto explica los elevados valores que toma la tasa interna de retorno en los escenarios en que se considera el uso de AVU.
- Si la planta diseñada resultara instalada y por distintos problemas de abastecimiento, es necesario recurrir al uso de aceite de soja virgen en lugar de AVU, el proyecto dejaría de ser rentable según los requisitos establecidos (TRMA 30%): esta observación remarca a su vez el beneficio que implica usar materia prima reciclada. De todos modos, la rigurosidad de esta observación no es del 100%, dado que podría suponerse que los precios de los productos serían mayores y debería hacerse un análisis de mercado adicional; sin embargo, sirve como referencia para, como ya se dijo, valorar la ventaja de reutilizar el aceite vegetal.

9. Conclusión

Luego de concluir con la evaluación económica del proyecto, se confirman los supuestos hechos inicialmente en la justificación preliminar del mismo, ya que los indicadores de rentabilidad arrojaron buenos resultados, incluso para el caso en que el AVU debiera ser importado.

De esta manera, y al considerar el margen de incertidumbre intrínseco del método de estimación usado para los cálculos de inversión y de costos de operación, se concluye que el proyecto es a priori viable.

10. Bibliografía

10.1 Manuales

A. Project Management Institute, 2017, "Project Management Body of Knowledge" (PMBOOK), Newtown Square, Pennsylvania, United States, Project Management Institute, Inc.

10.2 Artículos científicos y páginas web

- 1. *Ministerio de Desarrollo Productivo*. (2021, 11 febrero). Argentina.gob.ar. https://www.argentina.gob.ar/produccion
- 2. Chilton, C. H. (1949). Cost data correlated. McGraw.
- 3. https://1.bp.blogspot.com/-NO42Z1I3nUg/XjL9e8NMj5I/AAAAAAAAFzE/vtzxCtTAAZ40YwIald hOHcyhjNfCInfMgCLcBGAsYHQ/s1600/pci%2B211%2B-%2B2018.jpg
- 4. Cátedra de Ingeniería Económica. Facultad de Ingeniería, UNMdP. 2020.
- 5. Couper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R., & Walas, S. M. (2005). Chemical process equipment: selection and design. Gulf professional publishing.

- 6. Usuario, S. (2020). *Calderas de vapor*. Prodinco. http://www.prodinco.es/index.php?option=com_content&view=article&id=21&Itemid=126& lang=es
- 7. ORPACH INGENIERÍA. Mar del Plata. 2020.
- 8. Netools (2020). https://netools.com.ar/INICIO/493-bomba-centrifuga-doble-camara-15-hp-monofasica-altur a-max-50-mts-caudal-max-4900-lh-pedrollo.html?gclid=CjwKCAiA-f78BRBbEiwATKRRBNmoy OZ-nKoXqgamtGTq9OQ77VmYlcRprflbh2FIWhYUHa8jzbOTrBoCDTQQAvD_BwE
- GEA (2020). https://www.gea.com/es/products/dryers-particle-processing/spray-coolers/index.jsp?i=foo d&m=food-ingredients
- 10. GDG (2020). http://gdgingenieria.com/
- 11. Gf105 LÃquido-sólido-lÃquido 3 Separación De Fase Tubular Centrifugadoras Buy Tubular Centrifuges,Gf105 Tubular Centrifuges,3 Phase Separation Tubular Centrifuges Product on Alibaba.com. (2020). Alí Babá. https://spanish.alibaba.com/product-detail/gf105-liquid-liquid-solid-3-phase-separation-tub ular-centrifuges-62098101840.html?spm=a2700.8699010.normalList.22.7e8a60f3WiCJT3
- 12. Crismet (2020). http://www.crismet.com.ar/
- 13. Lote Parque Industrial Pilar | MercadoLibre.com.ar. (2020). Mercado Libre. https://inmuebles.mercadolibre.com.ar/terrenos-lotes/venta/lote-parque-industrial-pilar
- 14. *Materia Oleochemicals*. (2020). Materia Oleochemicals. https://www.materiaoleochemicals.com/empresa.html
- 15. *ABSA Cuadro* tarifario. (2020). ABSA. https://www.aguasbonaerenses.com.ar/oficina-virtual/mi-factura/cuadro-tarifario/
- 16. *Cuadro Tarifario*. (2020). ENRE. http://www.enre.gov.ar/web/TARIFASD.nsf/2c0594d20466d3be0325823d006aecda/0bcaee5 8e935ab080325823b0068cc17?OpenDocument
- 17. Cuadros tarifarios. (2020). Metrogas. https://www.metrogas.com.ar/Grandes-Clientes/Paginas/cuadros-tarifarios.aspx
- 18. Festiqypra (2020). http://www.festiqypra.com.ar/wp-content/uploads/20190802-Acuerdo-paritario-2019-2020. pdf

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA AGUSTÍN NICOLÁS SORIA - TOMÁS JOAQUÍN VISPO

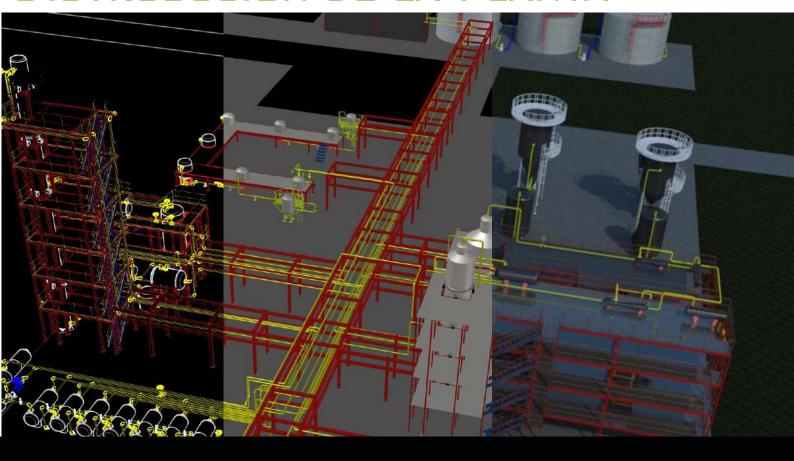
- 19. Unipack. (2020). *Bolsas de papel bco. y kraft p/panaderia archivos*. https://unipack.com.ar/categoria-producto/envases-descartables/bolsas-de-papel-bco-y-kraf t-p-panaderia/
- 20. *Tambores el ombú envases plásticos y de chapa*. (2020). Industria En La Web Tambores el ombú envases plásticos y de chapa. https://industriaenlaweb.com.ar/empresa/tambores-el-ombu-envases-plasticos-y-de-chapa
- 21. PMI: Project Management Institute (2020). https://www.pmi.org/
- 22. Cátedra de Gestión de Proyectos. Facultad de Ingeniería, UNMdP. 2020.
- 23. *i»¿SubsecretarÃa de Mercados Agropecuarios*. (2020). Gobierno de la Nación. https://www.magyp.gob.ar/new/0-0/programas/dma/comparativo_mensuales/01_comparativo_mensuales.php







CAPÍTULO 7 DISTRUBUCIÓN DE LA PLANTA



CONTENIDOS:

- Introducción y Objetivos
- Criterios Generales de Diseño
- Arreglos y Separación de Equipos
- · Arreglos y Distribución de Áreas
- Almacenamiento de Líquidos
- Bloques de Proceso
- Áreas de la Planta
- Distribución de la Planta

Capítulo 7: Distribución de la Planta Química

1. Introducción

En el marco de la seguridad industrial, se propone planificar la correcta distribución de las distintas áreas de la planta química diseñada, de forma tal de prevenir riesgos, como por ejemplo incendios o explosiones en equipos que procesan o trabajan con líquidos combustibles como el AVU.

Dado que la disposición de equipos e instalaciones representa un método fundamental de protección para las personas, equipos y el medio ambiente, este capítulo tiene por finalidad proponer un diseño que genere un nivel de riesgo mínimo.

Los objetivos planteados son los siguientes:

- Garantizar un nivel razonable de protección al personal directa o indirectamente involucrado en la operación de las instalaciones.
- Disminuir los daños debido a incendios y/o explosiones en un determinado equipo o instalación, sobre los adyacentes.
- Evitar que áreas críticas de una instalación, se encuentren sujetas a daños por incendio y/o explosiones que se produzcan en otras áreas.
- Permitir accesos adecuados y seguros para controlar las emergencias.
- Segregar los focos permanentes de ignición, de las posibles fuentes de escape de sustancias inflamables.
- Minimizar daños fuera del límite de propiedad, por incendios y/o explosiones ocurridos en las instalaciones.
- Permitir un acceso adecuado para la operación y el mantenimiento de las instalaciones.

2. Criterios generales de diseño para la disposición de equipos e instalaciones

- 1) El arreglo total de una instalación, está subdividido en áreas o bloques separados por carreteras o vías de acceso en toda su periferia para facilitar las labores de combate de incendios, mantenimiento y reparaciones mayores en cada bloque, conforme a los siguientes lineamientos: [1]
 - En todo caso, se deberá asegurar el acceso a cada unidad o equipo dentro de un bloque, por al menos dos lados distintos.
 - Las vías de acceso tendrán un ancho tal que permitan las actividades de control de emergencias, así como las operaciones y el mantenimiento.

- Se considerará aceptable que la zona de separación entre dos bloques sea atravesada por un tendido de tuberías. En todo caso, el ancho de dicha zona debe cumplir con lo establecido en el inciso anterior y las tuberías deben disponer de facilidades para su bloqueo en ambos bloques.
- 2) Dentro de un mismo bloque, se tendrán en cuenta los lineamientos básicos siguientes:
 - Los equipos con fuego, sub-estaciones eléctricas y salas de control, deberán ubicarse preferentemente en la periferia del bloque junto a las vías de acceso. Se tendrá en cuenta la dirección prevaleciente del viento y la pendiente del terreno, a objeto de evitar que puedan ser fácilmente afectadas por escapes, o derrames producidos en los equipos que manejan sustancias peligrosas.
 - Podrá permitirse cierto grado de superposición de equipos, que permita la utilización razonable del espacio ocupado por la instalación. Sin embargo, deberá evitarse superponer equipos que presenten un elevado riesgo potencial de generación y/o propagación de incendios. Particularmente, intercambiadores de calor y equipos rotativos (bombas y compresores), que manejan sustancias combustibles a temperatura de autoignición o sustancias inflamables, no deben ubicarse debajo de enfriadores de aire, puentes de tuberías, u otras estructuras que puedan producir un efecto de chimenea.

3. Arreglos y separación entre equipos dentro de una misma área

3.1 Distancias mínimas requeridas entre equipos de proceso

La **Tabla 7.1** contiene las distancias referenciales de separación entre diferentes equipos típicos de una planta química, dentro de un bloque de una instalación, en base a los conceptos básicos mencionados anteriormente.

En cuanto a dicha tabla, vale la pena aclarar que:

- La separación entre los bordes de dos equipos cualesquiera, se obtiene en la intersección de las columnas vertical y horizontal correspondientes.
- La separación entre los bordes de dos equipos del mismo tipo, está indicada por la letra o número en la primera casilla inmediatamente adyacente a la letra de referencia, correspondiente a dicho equipo.
- En la columna diagonal superior, se indica la separación básica, correspondiente a la distancia de referencia que deberá existir entre un determinado equipo y otros equipos no mencionados específicamente en la tabla.
- Las letras de referencia que se muestran en la tercera columna diagonal, identifican a cada uno de los equipos tabulados.

- Las notas que se escriben a continuación, guardan relación directa con las letras de referencia y suministran una información más detallada, en relación a las posibles excepciones o variaciones de las distancias que se indican en la Tabla 7.1.

Notas:

- a) Todas las distancias están expresadas en metros (m).
- b) La abreviación "NA" significa no aplicable.
- c) La letra "X" significa: basado en acceso adecuado para operación y mantenimiento.
- d) La letra "Y" significa que deben seguirse las indicaciones del párrafo 3.1.13.c).

X

Tabla 7.1. Separación referencial entre diferentes equipos típicos dentro de una misma área.

Nota A: Compresores de Gas

Se incluyen en esta sección, aquellos compresores accionados por turbinas de vapor, o motores eléctricos. Cuando se contempla la instalación de varios compresores, por razones de flexibilidad operacional y mantenimiento, resulta conveniente agruparlos en una misma zona. Los enfriadores, recipientes de condensado, u otros equipos auxiliares asociados a los compresores, no requieren cumplir con la separación básica de 10 metros prevista en la Tabla 7.1, pudiéndose ubicar a menor distancia, pero mientras se respeten los accesos necesarios para operación y mantenimiento. Los sistemas de aceite de sello y lubricación, no deben ubicarse bajo la vertical del compresor.

El área de compresores, deberá disponer como mínimo, de dos lados de acceso para el combate de incendios. La ubicación de los compresores, debe considerar la dirección prevaleciente del viento en relación con los equipos adyacentes.

Los compresores de gas inerte o de aire, pueden ubicarse a menores distancias que las previstas en la Tabla 7.1 para los compresores de gas, excepto cuando su servicio resulta crítico para la operación de la instalación, tales como compresores de aire para instrumentos y aire para servicio industrial.

a. Separación Básica

Para compresores de gas accionados por turbinas de vapor o motor eléctrico, se requiere una separación de 10 metros a efectos de la protección a los compresores contra un incendio en los equipos adyacentes y viceversa.

b. Separación entre A y B

La separación X, deberá garantizar el acceso adecuado para operación y mantenimiento. Los compresores podrán agruparse en una misma zona.

c. Separación entre A y M

Una separación de 25 metros se requiere en este caso, para reducir el riesgo de ignición de las fugas de gases que pueden originarse en los compresores.

Nota B: Compresores Accionados por Medios Diferentes a Turbinas a Vapor o Motores Eléctricos

Se incluyen en esta sección, aquellos compresores de gas accionados por medio de turbinas de gas, o motores de combustión interna.

a. Separación Básica

Se requiere una separación básica de 15 metros, a efectos de la protección a los equipos que manejan hidrocarburos, de las fuentes de ignición que representan las turbinas a gas y motores de combustión interna.

Nota C: Edificio de Control Central

Se define como Edificio de Control Central, aquel desde donde se controla más de un bloque, o unidad de proceso de una instalación. Deberá ubicarse adyacente a una vía de la instalación, con

consideración de la dirección prevaleciente del viento y las posibles fuentes de emisión de gases inflamables o tóxicos. Se deberá reducir al mínimo la integración de facilidades no esenciales para el control operacional (oficinas, salas de reunión, laboratorios, etc).

a. Separación Básica

Una distancia de 30 metros, se considera adecuada entre el edificio y aquellos equipos que representan riesgo de incendio.

b. Separación entre C y W

Deberá evitarse el tendido de tuberías que manejan fluidos peligrosos, a distancias menores de 30 metros del edificio de control central. Sólo se permitirán distancias menores, hasta 10 metros, si las tuberías son completamente soldados, y sin válvulas ni bridas.

Nota D: Sala de Control de un Bloque o Unidad de Proceso

La sala de control deberá ubicarse en la periferia de la unidad, próxima a una vía de acceso, a la vez que se tenga en cuenta la dirección prevaleciente del viento y las posibles fuentes de emisión de gases inflamables o tóxicos. No deberá acomodar mayor número de personal o facilidades de las estrictamente requeridas para el control operacional.

a. Separación Básica

Debido a que este tipo de sala de control, se encuentra asociada a una sola unidad o bloque, se acepta una separación básica de 15 metros, menor que la indicada para el Edificio de Control Central. Así mismo, deberá considerarse la extensión de la clasificación eléctrica en la unidad involucrada, de forma tal de asegurar que la sala de control se encuentre dentro de un área no clasificada. La sala de control, deberá presurizarse para evitar la entrada de gases inflamables desde el exterior. En instalaciones con elevado riesgo potencial de formación de nubes de gases inflamables o tóxicos, se deberá analizar la necesidad de incrementar la distancia establecida, en función del tipo de construcción de la Sala de Control.

b. Separación entre D y W

Deberá evitarse el tendido de tuberías que manejan productos peligrosos a distancias menores de 15 metros de la Sala de control. Sólo se permitirán distancias menores, hasta 5 metros, si las tuberías están completamente soldadas sin válvulas ni bridas.

Nota E: Enfriadores por Aire (Ventiladores)

Los enfriadores por aire, debido a su extensa superficie de intercambio de calor, son altamente vulnerables a la exposición de un incendio. Por esta razón, no deben ubicarse encima de bombas, compresores, o intercambiadores de calor, con productos combustibles a temperatura superior a la de autoignición o productos inflamables. En general, no deben situarse sobre las vías principales de tuberías, ya que esto introduce problemas de mantenimiento, además del riesgo de incendio. Si por alguna causa excepcional este equipo se coloca sobre una vía principal de tuberías, deberán acatarse las siguientes recomendaciones:

- Debe dejarse un espacio libre mínimo de 3 metros entre la parte más baja del enfriador de aire y la parte superior de la vía de tubos.
- Debe evitarse la colocación de bridas, válvulas y múltiples debajo del enfriador, en aquellas tuberías que no pertenezcan al circuito de enfriamiento de dicho equipo.
- Debe proveerse un acceso y espacio adecuado para equipos móviles, que permite el montaje y desmontaje de los enfriadores.

a. Separación Básica

Una separación de 3 metros minimiza los daños posibles a los ventiladores, aunque éstos son más vulnerables al daño por la exposición a un incendio que las paredes y tubos del intercambiador.

b. Separación entre E y U

Esta separación de 3 metros, aplica sólo cuando la descarga de aire desde los enfriadores crea problemas de operación o mantenimiento sobre otros equipos.

Nota F: Torres de Enfriamiento

a. Separación Básica

Una distancia de 15 a 30 metros, permite la dispersión de los vapores inflamables que puedan desprenderse en la torre, generados por fugas en los intercambiadores y otros equipos de proceso enfriados con agua. Los equipos que no representan una fuente de ignición y cuya altura total sea menor que la altura de la torre, podrán colocarse a 15 metros de ésta. Si la altura total es igual o mayor, éstos deberán colocarse a una distancia mínima de 30 metros de la torre. En la separación y ubicación de las torres de enfriamiento, deberá considerarse también la corrosión y los problemas de visibilidad que producen las nubes de vapor de agua descargadas por las torres, sobre estructuras adyacentes.

Nota G: Tambores y Cilindros

Se consideran en esta sección, aquellos recipientes de dimensiones relativamente pequeñas en comparación con los recipientes de proceso (párrafos 7.1.20 y 7.1.21), tales como, separadores de condensado en líneas de gas a hornos.

a. Separación Básica

Una separación básica de 1,5 metros permite el acceso para la operación, mantenimiento y combate de incendios en estos equipos.

Nota H: Sub-Estaciones Eléctricas

Normalmente los transformadores eléctricos, interruptores y centros de control de motores de una unidad o bloque, se encuentran agrupados en una sub-estación eléctrica. Esta deberá ubicarse en la periferia de la unidad.

a. Separación Básica

Una separación básica de 15 metros de la sub-estación al resto de equipos que manejan sustancias combustibles o inflamables se considera generalmente aceptable.

Nota I: Cubículos de Interruptores Eléctricos Principales

a. Separación Básica

Una separación de 5 metros, minimiza los posibles daños a interruptores críticos, ante un incendio moderado en los equipos adyacentes.

b. Separación entre I y M

Esta separación de 15 metros, es más exigente debido a la posibilidad de incendios muy severos que pueden producirse en los equipos con fuego.

Nota J: Válvulas de Bloqueo de Emergencia, Vapor de Ahogo y Sistemas de Agua Pulverizada

a. Separación Básica

Una separación de 15 metros, permite el acceso adecuado a estos dispositivos críticos para el control de emergencias. La distancia se refiere a los equipos que estos dispositivos críticos protegen, por lo que pueden ubicarse más cerca de otros equipos.

b. Separación entre J y S

Las válvulas de los sistemas de agua pulverizada de recipientes de almacenamiento a presión, deberán colocarse a una distancia mayor que la separación básica requerida, debido al alto riesgo que estos equipos representan en caso de un incendio. Se recomienda una separación de 25 metros.

Nota K: Intercambiadores que operen sobre la Temperatura de Autoignición

a. Separación Básica

Con una separación de 5 metros, se facilita el acceso para el combate de incendios y se minimizan los posibles daños a otros equipos, en caso de incendios moderados. La probabilidad de que ocurra un incendio en este tipo de intercambiadores es alta, debido a la temperatura del producto que pueda fugarse o derramarse.

b. Separación entre K y K

Los intercambiadores que operen en esta condiciones, incluidos los conectados en serie o en paralelo, deberán estar separados como mínimo 1 metro entre sí.

c. Separación entre K y R

Se requiere una separación de 8 metros, debido a que prevalece la distancia básica impuesta por el reactor.

Nota L: Intercambiadores que operen a Temperatura Menor que la de Autoignición

En la ubicación de intercambiadores que manejen productos inflamables deberá considerarse con especial cuidado su separación con respecto a equipos con fuego.

a. Separación Básica

Una separación de 1,5 metros, permite el acceso para operación y mantenimiento.

b. Separación entre L y L

Intercambiadores en condiciones de servicio similares, pueden ser agrupados con una separación mínima entre sí de 1 metro.

Nota M: Equipos con Fuego (Hornos, Calderas)

Estos equipos constituyen una fuente permanente de ignición, por lo que su ubicación deberá ser cuidadosamente seleccionada. Se recomienda colocarlos junto a la periferia de la unidad o bloque que maneja hidrocarburos. El tope de la chimenea, deberá estar como mínimo a una altura mayor de 3 metros sobre cualquier equipo que esté a menos de 15 metros, o de cualquier plataforma de trabajo que sea utilizada regularmente por personal de mantenimiento u operación (una vez o más por día) que esté a menos de 60 metros de los equipos con fuego.

a. Separación Básica

Una separación de 15 metros, minimiza los posibles daños a otros equipos en caso de incendio en los equipos con fuego, a la vez que reduce el riesgo de ignición de los escapes producidos en equipos adyacentes.

b. Separación entre M y G

Esta separación será de 15 metros. Como excepción, los recipientes separadores de condensado del sistema de gas combustible al horno, podrán ubicarse a una separación mínima de 7,5 metros.

c. Separación entre M y M

Los hornos o calderas que pueden operar en forma individual, requieren una separación de 8 metros si operan a una presión manométrica menor que 70 kg/cm2 (1029 psi), o 15 metros de separación si operan a una presión mayor que la antes señalada. Los hornos que poseen medios de bloqueo o parada simultáneos, solamente requieren una separación adecuada para su operación y mantenimiento.

d. Separación entre M y W.

Para evitar que las vías de tuberías puedan resultar involucradas en un incendio producido en un horno, se requiere una separación mínima de 5 metros. Esta separación no se aplica para las tuberías propias del proceso de los hornos.

Nota N: Bombas con Productos a Temperaturas Superiores a la de Autoignición

Las bombas son equipos donde frecuentemente se producen fugas, por lo que deben instalarse lo más alejado posible de las fuentes permanentes de ignición. Las bombas no deben ubicarse debajo

de otros equipos de proceso, tales como torres, recipientes, vías de tuberías y enfriadores de aire. Se incluyen las bombas que manejen líquidos inflamables.

a. Separación Básica

Una separación básica de 5 metros, es razonable para protección de equipos adyacentes y proporciona acceso adecuado para el combate de incendios.

b. Separación entre N y N

Las bombas para un mismo servicio, podrán instalarse a 1,5 metros de separación entre sí, mientras que las bombas de servicios diferentes y que manejan productos a temperaturas sobre la de Auto-Ignición, deberán espaciarse 3 metros entre sí.

Nota O: Bombas con Productos a Temperaturas Menores que la de Autoignición

a. Separación Básica

Una separación de 3 metros, permite acceso para el combate de incendios.

b. Separación entre O y O

Se requiere una separación de 1 metro, para efectuar los trabajos de operación y mantenimiento.

Nota P: Equipos que Manejan Productos No Combustibles

a. Separación Básica

No se requiere separación básica para estos equipos, por cuanto no constituyen focos de incendio. Sin embargo, si el producto manejado es tóxico o corrosivo, deberán tomarse las previsiones del caso. Como mínimo, deberá contemplarse la separación adecuada para los trabajos de mantenimiento y operación del equipo.

La separación frente a equipos que representan elevado riesgo de incendio (bombas, intercambiadores), o fuentes permanente de ignición (hornos, calderas), será de 5 metros.

Nota Q: Reactores con Temperaturas Mayores que la de Auto-Ignición (con Aislamiento Externo)

a. Separación Básica

Una separación de 5 metros, proporciona acceso para el combate de incendios y minimiza los daños a otros equipos. El aislamiento externo proporciona cierto nivel de protección al reactor, ante incendios en equipos adyacentes.

b. Separación entre Q y Q

La separación requerida para operación y mantenimiento, pero no menor de 1,5 metros. Los reactores suelen agruparse en una misma área.

Nota R: Reactores con Temperaturas Mayores que la de Auto-Ignición (con Aislamiento Interno)

a. Separación Básica

Se requiere una mayor distancia que en el caso anterior, al recordar que no se dispone de aislamiento térmico en las paredes externas. Se considerará una separación básica de 8 metros en este caso.

b. Separación entre R y R

La separación requerida para operación y mantenimiento, pero no menor de 1,5 metros. Los reactores suelen agruparse en una misma área.

c. Separación entre R y T

Se acepta una distancia mínima de 5 metros, para proporcionar un acceso adecuado para el combate de incendios alrededor de los reactores y minimizar los daños a las estructuras de equipos principales adyacentes.

Nota S: Recipientes de Almacenamiento a Presión dentro de Áreas de Proceso

En general, se deberá ubicar estos recipientes fuera del área de proceso. Algunas veces, es necesario hacerlo dentro de dichas áreas por razones propias del mismo proceso, en cuyo caso, estos recipientes deberán colocarse junto a los límites de la planta y lo más alejado posible de hornos, u otras fuentes de ignición.

a. Separación Básica

Se requiere una separación de 25 metros para minimizar la exposición del recipiente a incendios.

b. Separación entre S y S

Con la separación de un diámetro del recipiente mayor, se proporciona un distanciamiento adecuado entre los recipientes para operación, mantenimiento y combate de incendios.

Nota U: Recipientes de Proceso (Columnas, Torres, Separadores)

a. Separación Básica

Una separación de 3 metros, es generalmente adecuada para operación y mantenimiento y permite el acceso para combate de incendios.

b. Separación entre U y U

Una separación de 3 metros, permite acceso para el combate de incendios.

Nota V: Tambores de Purga y Drenaje de Agua

a. Separación Básica

Estos equipos se ubicarán como mínimo a 7,5 metros de otros equipos adyacentes, cuando exista la posibilidad de presencia de hidrocarburos. En caso contrario se tendrán en cuenta las distancias mínimas para operación y mantenimiento.

Nota W: Vías de Tuberías Internas

En las unidades o bloques, las tuberías aéreas deberán agruparse en vías o puentes de tuberías, cuyo tendido ofrezca una exposición mínima a los incendios que puedan producirse en el área, al tiempo que no representen obstrucciones para el combate de incendios.

a. Separación Básica

Una separación horizontal de 5 metros entre las tuberías extremas de dichas vías y los equipos, se considera razonable para operación y mantenimiento, y reducir la exposición a incendios adyacentes. Los equipos de proceso, no deberán ubicarse debajo de vías principales de tuberías. La separación básica establecida, presupone que las tuberías son soldadas con un mínimo de bridas y válvulas.

b. Separación entre W y N/O

La separación entre las vías de tuberías y las bombas, será de 3 y 2 metros respectivamente, medidos horizontalmente entre el extremo de la tubería más próximo y la parte más cercana de la bomba (generalmente la caja del prensaestopa). El motor de accionamiento de la bomba, podrá estar más cerca de la vía de tuberías.

c. Trincheras

En caso de que las tuberías sean tendidas en trincheras, esta última deberá tener una pendiente que asegure el desalojo de cualquier fuga de producto o del agua contra incendio, en el menor tiempo posible.

3.2 Requerimientos misceláneos de separación

- Duchas de Seguridad y Lavaojos: En aquellas áreas donde se manipulan productos químicos que pueden causar daños al personal, tales como quemaduras y daños en la vista, deberán instalarse duchas de seguridad y lavaojos. Estos, deberán ubicarse de tal manera que las áreas donde esté presente el riesgo, no estén a una distancia mayor de 15 metros de estos dispositivos de seguridad.
- Oficinas u Otros Edificios Ocupados por Personal: Para minimizar los riesgos al personal, las edificaciones tales como laboratorios, oficinas, talleres, u otras edificaciones que no estén directamente asociadas con las operaciones de control del proceso, no deberán localizarse dentro de las áreas de proceso.
- Ubicación de Tomas de Aire Fresco: Los espacios de trabajo dotados con ventilación forzada presentan el riesgo de explosiones internas, o daños a la salud del personal, debido a la posibilidad de contaminación del aire introducido en los mismos, con gases inflamables y/o tóxicos. Por lo tanto la ubicación de las tomas de aire fresco en relación al equipo adyacente (venteos, escapes de motores o turbinas, ventiladores, bombas, etc), debe ser cuidadosamente seleccionada, de forma tal de tener en consideración factores tales como la dirección del viento prevaleciente, patrones de dispersión vertical y horizontal y el nivel de riesgo que resultaría de

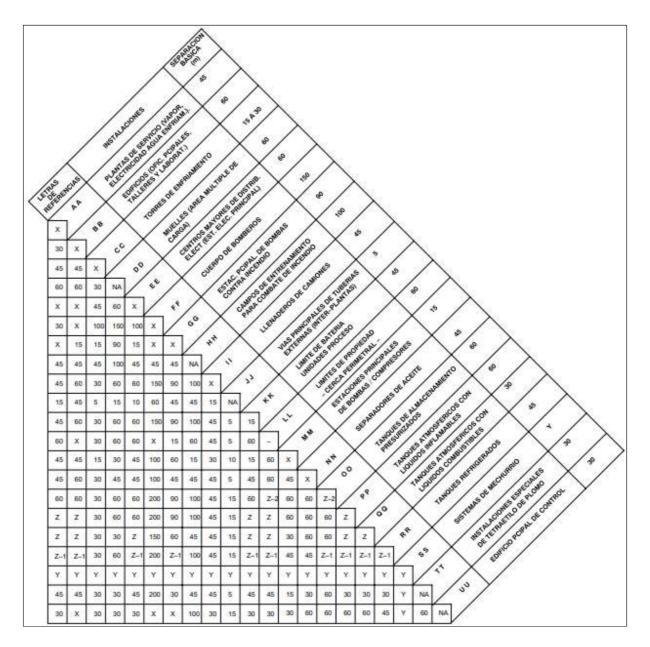
la contaminación. Como requerimiento mínimo, se establece que estas tomas deberán estar ubicadas en áreas no clasificadas.

Los requerimientos que se mencionan a continuación, deben ser igualmente considerados para la ubicación final:

- Las tomas de aire fresco para generadores de gases inertes, turbinas a gas, motores de combustión interna, compresores de aire, u otro equipo ubicado dentro de edificios cerrados, o parcialmente cerrados deberán ser ubicadas en la parte externa del edificio.
- Las tomas de aire fresco para sistemas de presurización y aire acondicionado de Edificios de Control deberán contar con medios de detección de gases inflamables y/o tóxicos y alarma en la Sala de Control.

4. Arreglos generales y separaciones entre distintos tipos de instalaciones típicas de la industria química [1,2]

Tabla 7.2. Separación recomendada entre distintas instalaciones típicas de la industria química.



Notas:

- 1. Todas las distancias están expresadas en metros.
- 2. La abreviación "N.A" significa: no aplicable.
- 3. La letra "X" significa: basado en acceso adecuado para operación y mantenimiento.
- 4. La letra "Y" se refiere al código API RP–520 "Design and Installation of Pressure Relieving Systems".
- 5. La letra "Z" se refiere a lo indicado en la Tabla 7.3.
- 6. La letra "Z-1" se refiere a lo indicado en la Tabla 7.4.
- 7. La letra "Z-2" se refiere a lo indicado en la Tabla 7.5.

Nota AA: Plantas de Servicio (Edificio de Calderas, Instalaciones de Generación y Distribución de Potencia Eléctrica, Casa de Bombas de Agua de Enfriamiento)

a. Separación Básica

Una separación de 45 metros, se considera normalmente adecuada para proteger las instalaciones críticas de generación de vapor, electricidad y agua de enfriamiento, contra posibles incendios y/o explosiones en instalaciones adyacentes. Los generadores de vapor que suministran una pequeña cantidad de vapor a una planta en particular, podrán ubicarse dentro del límite de batería de dicha planta, con separaciones equivalentes a las consideradas para los hornos.

b. Separación entre AA y EE y entre AA y GG

Las calderas, generadores, bombas de agua de enfriamiento y centros de distribución eléctrica, podrán estar ubicadas en una misma área, previendo una adecuada separación para operación y mantenimiento. Las bombas contra incendio, podrán también ubicarse en esta área.

c. Separación entre AA y BB y entre AA y FF

Las calderas y estaciones generadoras de potencia eléctrica, constituyen un riesgo moderado para estas instalaciones (edificaciones y cuerpo de bomberos), de allí que pueda aceptarse una separación de 30 metros.

d. Separación entre AA y LL

Se requiere una separación de 60 metros, cuando en la propiedad adyacente existan o puedan existir previsiblemente, edificaciones u otras instalaciones residenciales o industriales, colindantes con el límite de propiedad. En caso contrario, podrá aceptarse la separación básica de 45 metros.

Nota BB: Edificios (Oficinas Principales, Talleres y Laboratorios)

Como principio básico, los edificios normalmente ocupados por personal no involucrado directamente en el control operacional, deberán ubicarse vientos arriba y a la mayor distancia posible de las áreas con riesgo de incendio, explosión o escapes de productos peligrosos.

a. Separación Básica

Una separación de 60 metros, se considera generalmente adecuada en relación a los incendios en instalaciones típicas de proceso.

b. Separación entre BB y JJ

Deberá evitarse el tendido de tuberías que manejen productos peligrosos, a distancias menores de 45 metros de edificios. Sólo se permitirán distancias menores, hasta 15 metros, si las tuberías están completamente soldadas sin válvulas ni bridas.

Nota CC: Torres de Enfriamiento

Este caso se refiere a una o más torres de enfriamiento que sirven a varias unidades de proceso.

a. Separación

Una distancia de 15 a 30 metros, permite la dispersión de los vapores inflamables que pueden desprenderse en la torre, generados por fugas en los intercambiadores y otros equipos de proceso enfriados con agua. Los equipos que no representan una fuente de ignición y cuya altura total sea menor que la altura de la torre, podrán colocarse a 15 metros de ésta. Si la altura total es igual o mayor, estos deberán colocarse a una distancia mínima de 30 metros de la torre. En la separación y ubicación de las torres de enfriamiento, deberá considerarse también la corrosión y los problemas de visibilidad que producen las nubes de vapor de agua descargadas por las torres sobre estructuras.

Nota DD: Muelles (Area de Múltiples de Carga)

a. Separación Básica

Una separación básica de 60 metros, se considera necesaria para proteger los equipos mayores en tierra, de los incendios que se produzcan en muelles o tanqueros y viceversa. Esta separación, también permite la dispersión de los vapores que pueden producirse durante las operaciones de carga, sin que resulten inflamados por fuentes de ignición en las instalaciones de tierra.

b. Separación entre DD y DD

No es práctico establecer separaciones básicas entre puestos de carga en muelles, ya que esta distancia viene dada por los requerimientos operacionales y capacidades de los tanqueros.

Nota EE: Centros Mayores de Distribución Eléctrica

Se consideran como centros mayores de distribución eléctrica, aquellos cuyo servicio alimenta a varias instalaciones críticas.

a. Separación Básica

Una separación de 60 metros, permite en general la protección frente al riesgo de incendio y/o explosión moderada, de forma de evitar la parada de equipos eléctricos críticos. Pueden permitirse distancias menores, cuando la construcción de los centros de distribución eléctrica, sea del tipo resistente a explosiones.

b. Separación entre EE y LL

La separación básica podrá reducirse a un mínimo de 15 metros, cuando en la propiedad adyacente no exista, ni sea previsible la existencia de edificaciones u otras instalaciones residenciales o industriales, colindantes con el límite de propiedad.

Nota FF: Cuerpo de Bomberos

a. Separación Básica

En las plantas de proceso donde se requiera, como en refinerías; se establece una separación básica de 150 metros entre el Cuerpo de Bomberos y las instalaciones que manejen productos inflamables

o combustibles, para prevenir la pérdida de camiones de bomberos y equipos de combate de incendios.

Nota GG: Estación Principal de Bombas Contra Incendios

a. Separación Básica

Una separación de 90 metros entre las bombas contra incendio es generalmente adecuada para prevenir daños a las bombas por la exposición a incendios y/o explosiones. Las bombas contra incendio que sirven a una única instalación (muelle, llenadero de camiones, estación de flujo), podrán ubicarse a menores distancias, en base a un análisis específico en cada caso particular.

b. Separación entre GG y MM

La separación entre las bombas contra incendio y las estaciones de bombas que manejan líquidos inflamables, podrá reducirse a un mínimo de 60 metros.

c. Separación entre GG y CC y Entre GG y NN

La separación mínima de 15 metros y 45 metros respectivamente, no se requiere para aquellas bombas contra incendio, cuya succión de agua proviene de la torre de enfriamiento.

Nota HH: Campos de Entrenamiento para Combate de Incendios

Su ubicación tendrá en cuenta la dirección prevaleciente del viento, a fin de evitar que los humos producidos puedan originar molestias en comunidades vecinas y en las propias instalaciones.

a. Separación Básica

En plantas que lo requieran, como refinerías; una separación básica de 100 metros de equipos que manejen hidrocarburos es adecuada, al tener en cuenta que los incendios para entrenar al personal, constituyen fuentes de ignición. Esta separación también permite la dispersión del humo.

b. Separación entre HH y QQ

El almacenamiento de líquidos combustibles en tanques atmosféricos, representa un riesgo menor, por lo que la separación básica puede ser disminuida a 45 metros.

Nota II: Llenaderos de Camiones (Carga y Descarga)

a. Separación Básica

Una separación de 45 metros respecto a otras instalaciones adyacentes, permite la adecuada dispersión de los vapores, que puedan producirse durante la realización de las operaciones de carga de los camiones cisterna. Asimismo, disminuye los daños que pudieran producirse sobre los equipos adyacentes, en caso de un incendio en el llenadero y viceversa.

b. Separación entre II e II

La separación entre llenaderos, deberá cumplir con las necesidades operacionales que requieren los camiones cisternas, a fin de garantizar un movimiento seguro de los camiones hacia y desde los llenaderos.

Nota JJ: Vías Mayores de Tuberías Externas (Inter-plantas)

Las tuberías de productos inflamables y/o combustibles que interconectan distintas unidades o bloques de una instalación, deberán disponer de los accesorios necesarios que permitan bloquearlas en ambos extremos. En caso de que las tuberías sean tendidas en trincheras, esta última deberá tener una pendiente que asegure el desalojo de cualquier fuga de producto o del agua contra incendio, en el menor tiempo posible.

a. Separación Básica

Se establece una separación mínima de 5 metros al límite de batería de las unidades o bloques, con el objeto de minimizar la exposición de las tuberías en caso de incendio en la unidad.

b. Separación entre JJ y KK

Se considera una separación básica de 5 metros, que deberá incrementarse a 8 metros desde los hornos y otros equipos con fuego que manejen productos inflamables.

c. Separación entre JJ y: OO/PP/QQ/RR

La separación será de 15 metros medidos desde la pared del tanque. En todo caso, las vías mayores de tuberías no pasarán por dentro del área del dique, o embalse remoto, de los tanques.

Nota KK: Límite de Batería de Unidades de Proceso

Se tomará como límite de batería el área ocupada, o que se prevea vaya a ser ocupada, por los equipos de proceso.

a. Separación Básica

Una separación básica de 45 metros entre unidades de proceso y otras instalaciones, minimiza daños a los equipos en ambas instalaciones, en caso de incendio o explosiones de moderada magnitud.

b. Separación entre KK y KK

Una separación de 15 metros entre unidades de proceso, permite la parada independiente de cualquiera de ellas, para reparaciones mayores o mantenimiento. La separación recomendada entre unidades de alto riesgo, es de 30 metros.

Nota LL: Límites de Propiedad (Cerca Perimetral)

a. Separación Básica

En general una separación básica de 60 metros, se requiere entre instalaciones que manejan productos inflamables/combustibles y los límites de propiedad.

Nota MM: Estaciones Principales de Bombas/Compresores

Se consideran en esta sección, equipos que manejan fluidos inflamables o combustibles a temperatura igual o mayor a la de autoignición.

a. Separación Básica

Una separación de 15 metros respecto a otras instalaciones, minimiza los posibles daños en caso de incendio y permite el acceso para el combate del mismo.

b. Separación entre MM y: OO / PP / QQ / RR

En cualquier caso, se requiere que las bombas estén ubicadas fuera de los diques de contención de los tanques.

Nota NN: Separadores de Aceite

a. Separación Básica

Debido a la presencia continua de vapores de hidrocarburos en los separadores de aceite, se establece una separación básica de 45 metros respecto a otras instalaciones.

b. Un distanciamiento de 30 metros puede ser aceptado cuando las instalaciones adyacentes no representan una fuente de ignición.

Nota OO: Tanques de Almacenamiento a Presión

En general, deberán ubicarse aguas abajo y vientos abajo respecto a unidades de proceso y otras instalaciones que pueden representar focos de ignición.

a. Separación Básica

Una separación básica de 60 metros, respecto a otras instalaciones, se considera generalmente adecuada.

Nota PP: Tanques de Almacenamiento Atmosférico (Líquidos Inflamables)

a. Separación Básica

Generalmente, se considera adecuada una separación básica igual al diámetro del tanque, con un mínimo de 60 metros, respecto a instalaciones que puedan representar un foco de ignición.

Nota QQ: Tanques de Almacenamiento Atmosférico (Líquidos Combustibles)

a. Separación Básica

Se considerará una distancia de 30 metros respecto a otras instalaciones, teniendo además en cuenta lo mencionado en el párrafo 8.1.15.

Nota RR: Tanques de Almacenamiento Refrigerado

Los recipientes refrigerados, no deberán instalarse dentro de diques que contengan tanques atmosféricos o presurizados.

a. Separación Básica

La separación básica respecto a otras instalaciones será de 45 metros.

5. Almacenamiento de líquidos [1,2]

En la **Tabla 7.3** se presentan las distancias sugeridas entre distintas áreas de una planta química y los tanque atmosféricos de almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles.

Tabla 7.3. Separación entre instalaciones ajenas al proceso y área de almacenamiento atmosférica.

Límites de Propiedad y Otras Instalaciones	Tanques de Techo Flotante con Líquidos inflamables (incluye crudo)	(Nota 2 y 3) Tanques de Techo cónico con líquidos inflamables	Cualquier tipo de tanques con líquido combustible. (Clase II y IIIa).
Límites de Propiedad (Nota 1)	60 metros	60 metros	50 metros
Edificios de ocupación alta (oficinas, talleres, laboratorios, depósitos), dentro del límite de propiedad	1–1/2 el diámetro del tanque, pero no menos de 50 metros	1–1/2 el diámetro del tanque, pero no menos de 60 metros	1 diámetro del tanque, pero no menos de 30 metros
Límites de batería de unidades de proceso y de servicio	50 metros	50 metros	1/2 diámetro del tanque, pero no menos de 30 metros
Separación entre paredes de tanques (Nota 4)	1/2 diámetro del tanque mayor.	1 diámetro del tanque mayor.	1 diámetro del tanque mayor.

Notas:

- 1) En todos los casos, se deberá garantizar el cumplimiento de las distancias mencionadas en la Tabla 7.1.
- 2) Los líquidos inflamables se almacenarán preferentemente en tanques de techo flotante.
- 3) Los líquidos inflamables o combustibles no deberán almacenarse en tanques de techo cónico mayores de 45 metros de diámetro, salvo que dispongan de un sistema de mitigación, tales como: inertización, o cubiertas con internas flotantes.
- 4) Entre tanques de diferentes tipos de construcción, o con diferente tipo de líquido almacenado, aplicará la condición más exigente. Los tanques de diámetro inferior a 10 metros y los tanques combustibles clase III b), solo requieren espaciarse de acuerdo a las necesidades de construcción, operación y mantenimiento.

6. Bloques de proceso [1-3]

Ya establecidas las distancias mínimas a respetar entre equipos y entre equipos e instalaciones, se procede a la definición de los bloques de proceso, de forma tal de indicar qué equipos es deseable, y factible, que se ubiquen contiguos.

6.1 Definición de bloques de proceso

Luego de recopilar la información necesaria para proceder al detalle de los arreglos de equipos, se realizó la agrupación de los mismos en diferentes bloques de proceso. Los mismos se presentan en la **Tabla 7.4**. En dicha tabla además se incluyen observaciones acerca de aspectos a tener en cuenta para garantizar las condiciones más seguras de operación.

Tabla 7.4. Bloques de proceso .^[2]

EQUIPO	¿ATMOSFÉRICO?	¿PLATAFORMA O ESCALERA?	OBSERVACIONES	N° BLOQUE
CALDERA	NO	P	Irá en sala de calderas, separada del resto de los equipos por riesgos de explosión e incendios. Necesita mucho mantenimiento: se le debe colocar una plataforma que permita alcanzar la parte más alta.	1
TORRE DE ENFRIAMIENTO	SI	E	Aislada del resto, con una separación que evite que las nubes de vapor intercedan en la visión dentro de la planta, y evitar problemas respiratorios para los trabajadores. Llevará una escalera que permita acceder a los ventiladores de la parte superior.	2
REACTOR HIDRÓLISIS	SI	P	Se preferirá una ubicación no muy alejada de la sala de calderas pero con suficiente espacio a su alrededor. Se colocará en plataforma que permita acceder a todas las boquillas y secciones del reactor.	3
REACTOR GLICERÓLISIS	NO	P	Se ubicará en plataforma con forma de "C", de forma tal que se respete la distancia prudencial entre cada tanque y al mismo tiempo el operario a cargo no deba hacer largos recorridos para acceder a cada uno de los tanques.	4
COLUMNA DESTILACIÓN AG	SI	P	Se ubicará en una plataforma junto al sistema de vacío y los intercambiadores correspondientes.	5
COLUMNA DESTILACIÓN GL	SI	P	Se ubicará en una plataforma junto a los intercambiadores correspondientes.	6
COLUMNA DESTILACIÓN MG	SI	P	De forma análoga a la columna de destilación de AG, se posicionará dentro de una plataforma.	7

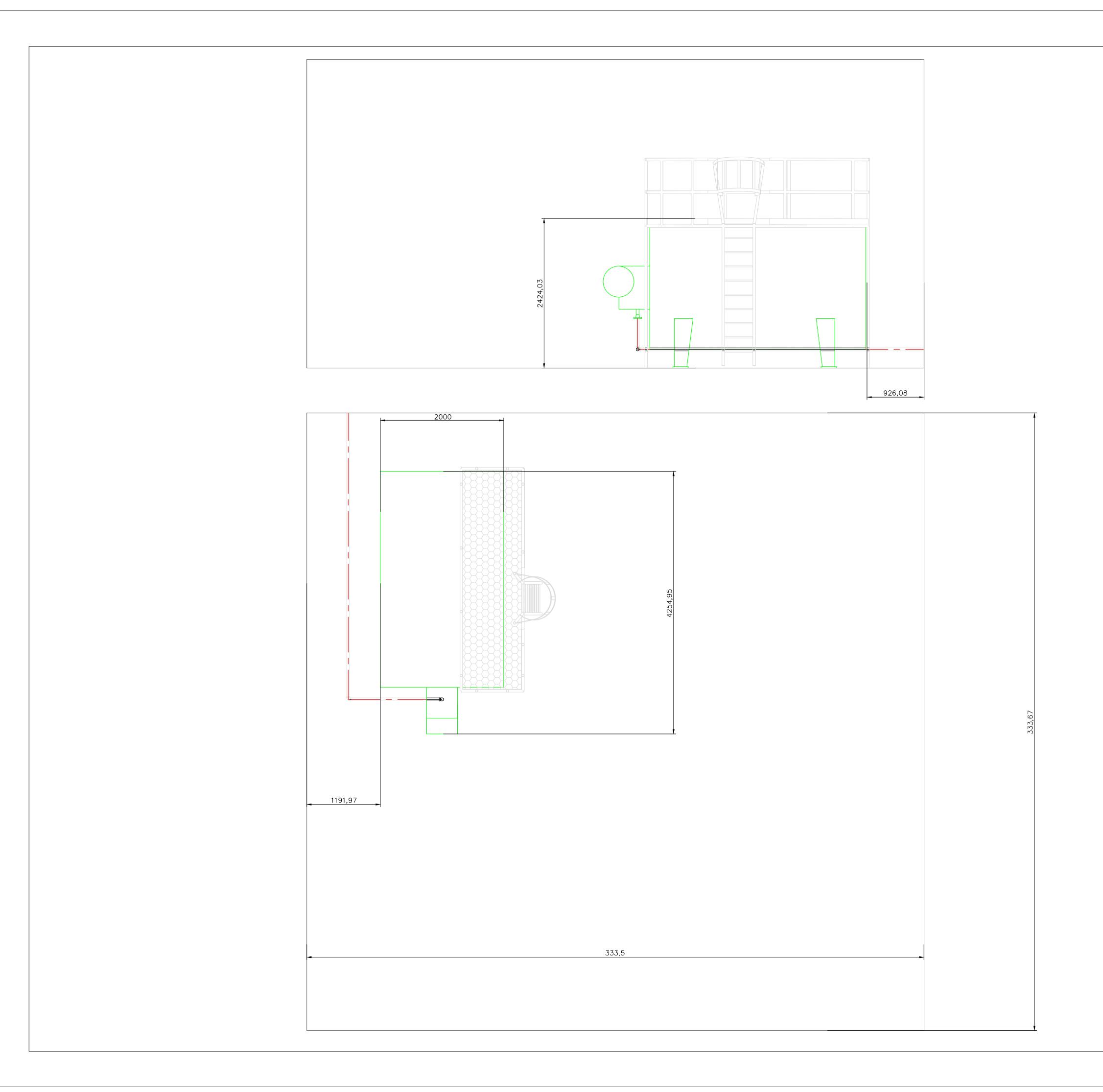
EYECTORES DESTILACIÓN MG	SI	P	Como se mencionó, se colocarán en la plataforma junto a la columna de destilación de MG.	7
EYECTORES DESTILACIÓN AG	SI	P	Como se mencionó, se colocarán en la plataforma junto a la columna de destilación de AG.	5
TANQUES ALMACENAMIENTO AVU (HORMIGÓN)	SI	E	Estos tanques van en una zona muy periférica y de forma de poder actuar en consecuencia ante un accidente, y que no se afecte de manera sustancial a distintas áreas aledañas de la planta Se deberá instalar un sistema de alcantarillado/recolección de aceite en caso de fuga. Llevarán cada uno una escalera que permita el acceso a la parte superior para hacer mantenimiento.	8
BOMBA AGUA	NO	-	Al impulsar agua no tiene muchos inconvenientes, se coloca en el mismo área que los intercambiadores del precalentamiento de agua.	9
BOMBA AVU	SI	-	Al impulsar un líquido combustible a una temperatura cercana a la de autoignición, necesita especial cuidado.	3
REBOILER Y CONDENSADOR GL	SI	P	Irán en distintos pisos de la plataforma de la columna de destilación de GL.	6
REBOILER Y CONDENSADOR AG	SI	P	lrán en distintos pisos de la plataforma de la columna de destilación de AG.	5
INTERCAMBIADORES INTEGRACIÓN (6)	NO	-	Irán en un bloque aparte junto a la bomba de agua de alimentación al reactor de hidrólisis. Estarán en un sector cerrado a la atmósfera.	9
INT VAPOR/AGUA HID	SI	P	Se incorporará en la plataforma del reactor de hidrólisis.	3
INT VAPOR/AVU	SI	-	Irá en la plataforma del reactor de hidrólisis a la altura del suelo. Se incorporará una desviación	3
INT VAPOR/GLICÉRIDOS A DESTI	SI	-	Irá posicionado inmediatamente debajo de la columna de destilación de glicéridos.	7
CENTRÍFUGA	SI	-	Se instalará a la altura del suelo, cubierta por la plataforma de la columna de destilación.	7
COLUMNA PULVERIZADORA MG-DG	NO	E	Estos equipos deben ir en un área cerrada a la atmósfera, de forma tal que el envasado pueda llevarse a cabo sin complicaciones	10
COLUMNA PULVERIZADORA MGD	NO	E	(requerirá mayor presencia de operarios que otras actividades). Junto a este "galpón" se puede ubicar una zona de	10

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA AGUSTÍN NICOLÁS SORIA - TOMÁS JOAQUÍN VISPO

BLOQUES DE ENVASADO	NO	-	depósito de cuarentena; en pallets se ubican las bolsas cerradas de emulsionante	10
FILTROS CARBÓN ACTIVADO	NO	-	hasta que se autorice su despacho a depósito final.	10

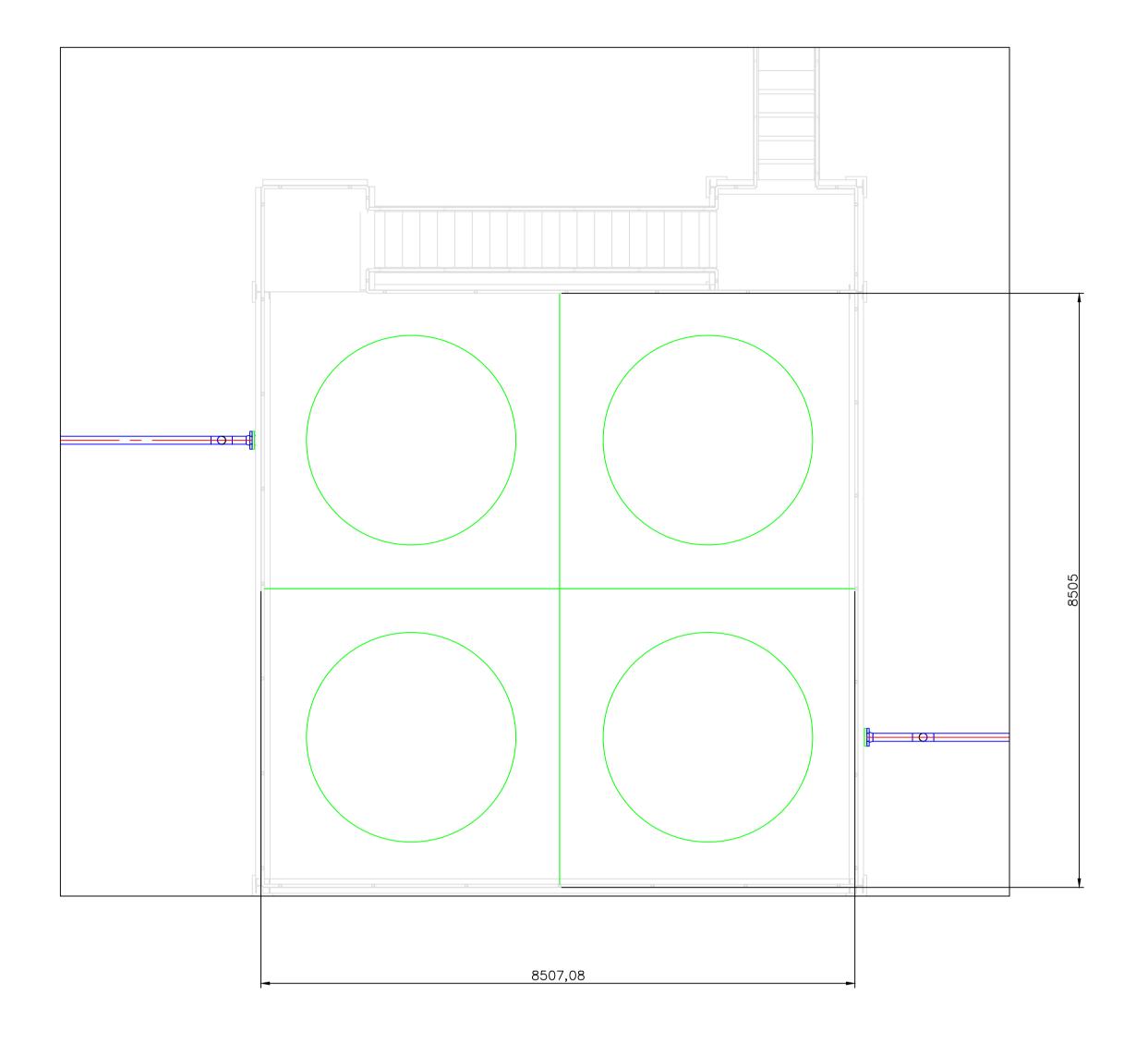
6.2 Distribución de los equipos en cada bloque

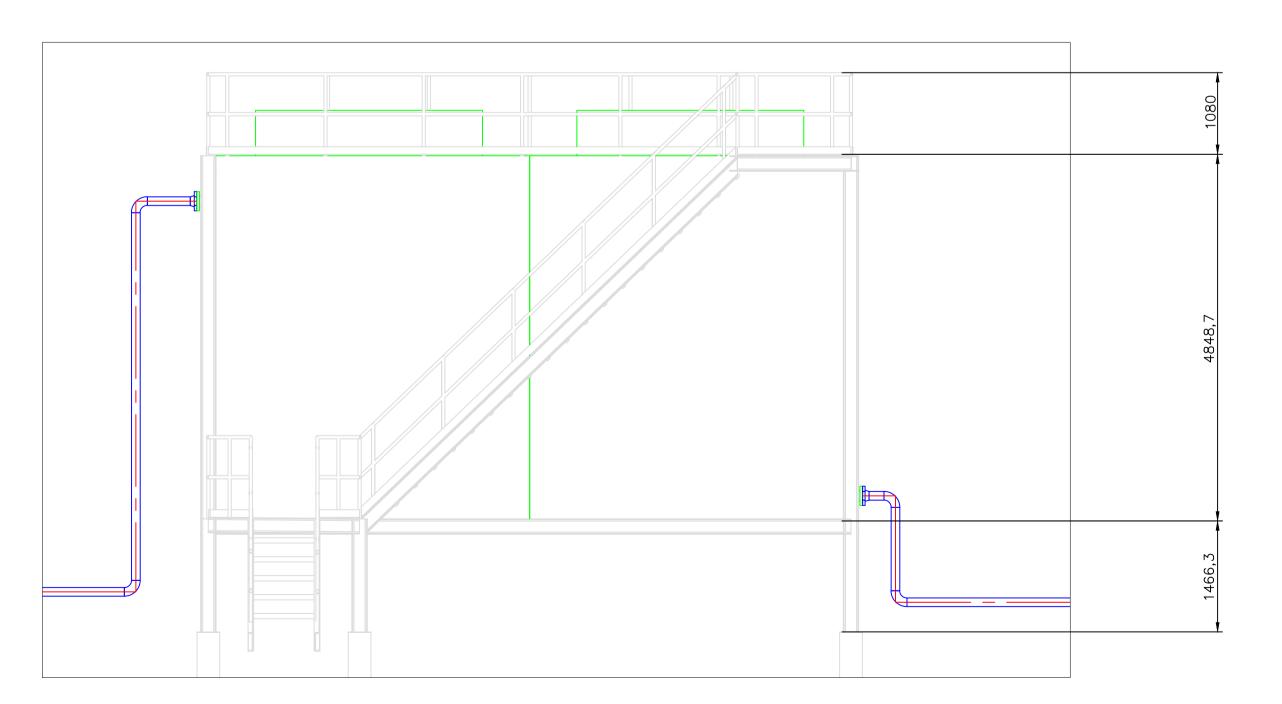
A continuación se presentan, en orden del 1 al 10, los planos de cada bloque.



	General Notes	
No.	Revision /Issue	Date
No.	Revision/Issue	Date
	Revision/Issue	Date
Drawing	g Name	
Drawing		
Drawing	g Name	
Drawing	g Name	
Drawing	Name ALA DE CALDERA	
Drawing	g Name	
Drawing	Name and Address	
Drawing	Name ALA DE CALDERA	
Drawing	Name and Address	
Drawing	Name and Address	
Drawing	Name and Address	
Project	Name and Address	
Drawing S Project	Name and Address Green Matter Plant Stamp	
Project	Name and Address Green Matter Plant Stamp	

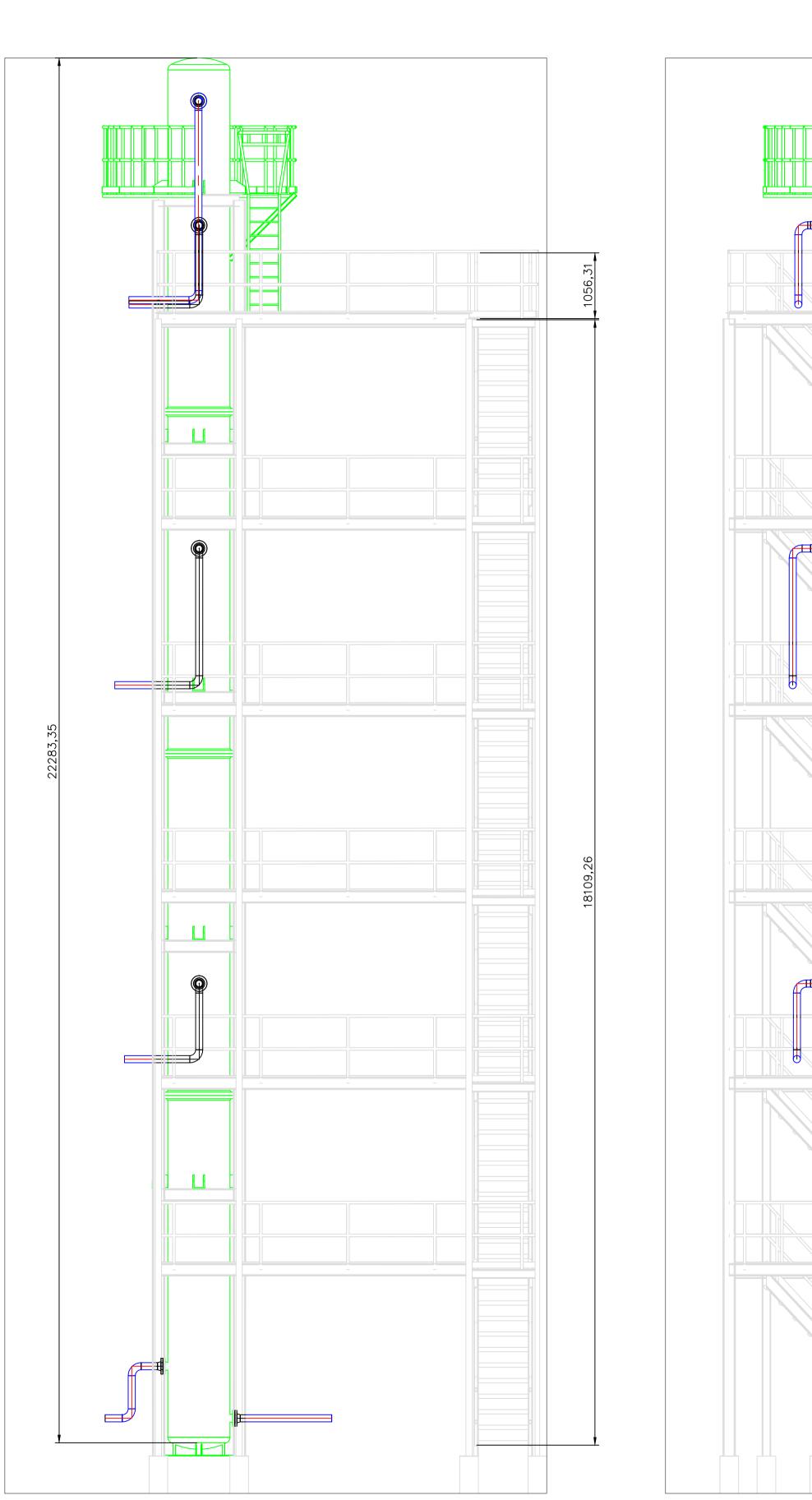
C:\Users\Aaustin\Documents\Green Matter Plant\Orthos\DWGs\SALA DE CALDERAS.dwa

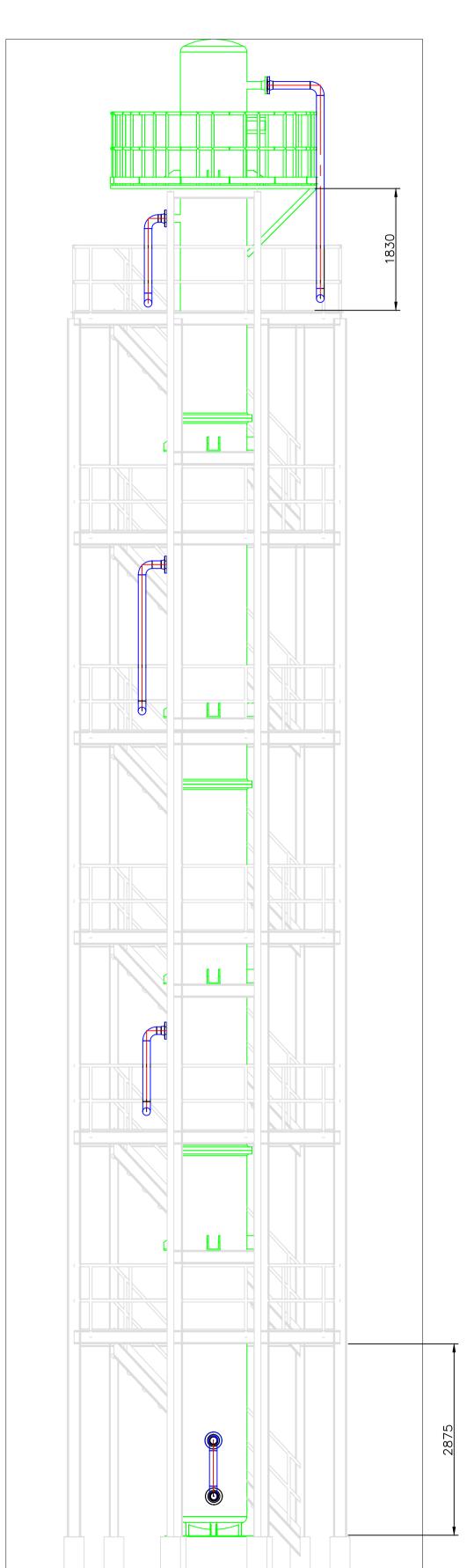


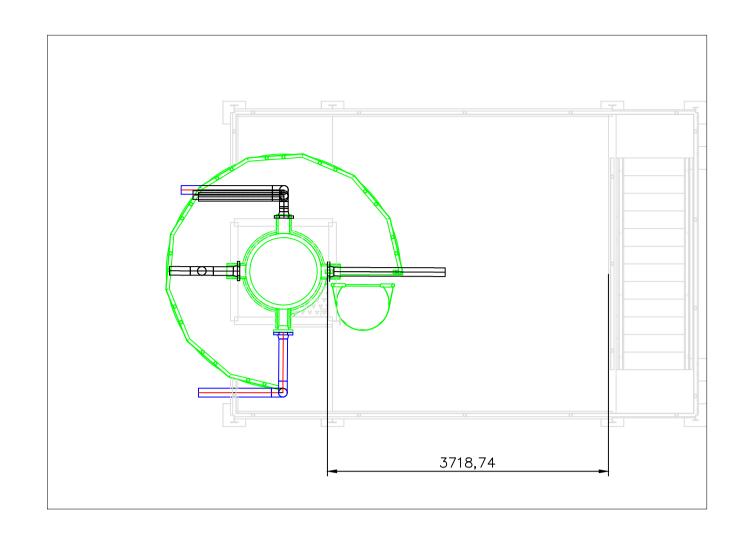


	General No	otes	
No.	Revision/Is	ssue	Date
		ssue	Date
No.		ssue	Date
			Date
	Name	DE	Date
	Name	DE	Date
	Name	DE	Date
Drawing	Name TORRE ENFRIAMI	DE	Date
Drawing	Name	DE	Date
	Name TORRE ENFRIAMI	DE	Date
Drawing	Name TORRE ENFRIAMI	DE ENTO	Date
Drawing	Name TORRE ENFRIAMI Name and Address	DE ENTO	Date
Drawing	Name TORRE ENFRIAMI Name and Address	DE ENTO	Date
Drawing	Name TORRE ENFRIAMI Name and Address	DE ENTO	Date
Drawing	Name TORRE ENFRIAMI Name and Address	DE ENTO	Date
Drawing	Name TORRE ENFRIAMI Name and Address Green Matt	DE ENTO	Date

C:\Users\Aaustin\Documents\Green Matter Plant\Orthos\DWGs\torre de destilacion.dwa







No.	Revision/Issue	Date
I		
Drawing Nan		

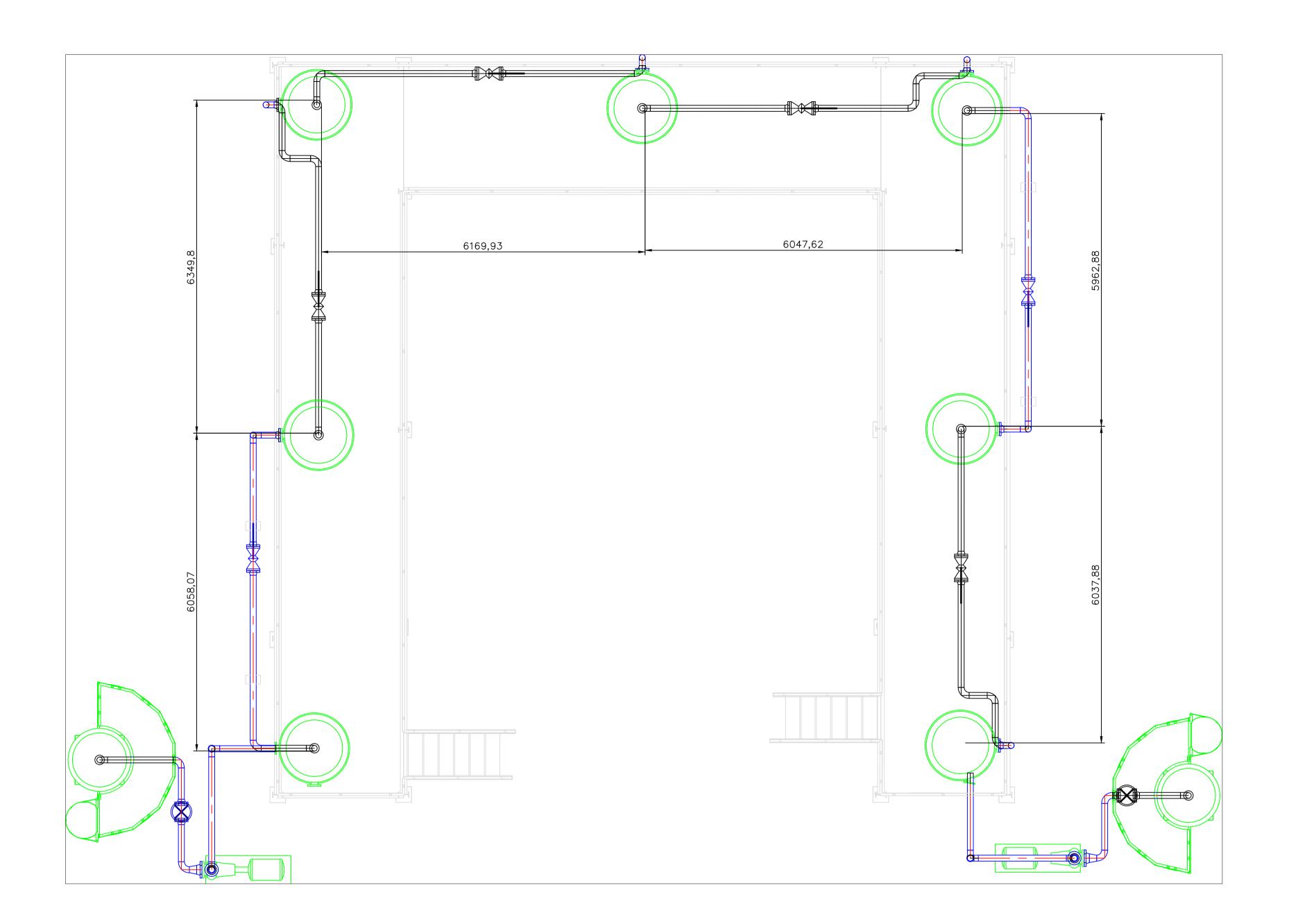
HIDRÓLISIS DE TRIGLICÉRIDOS

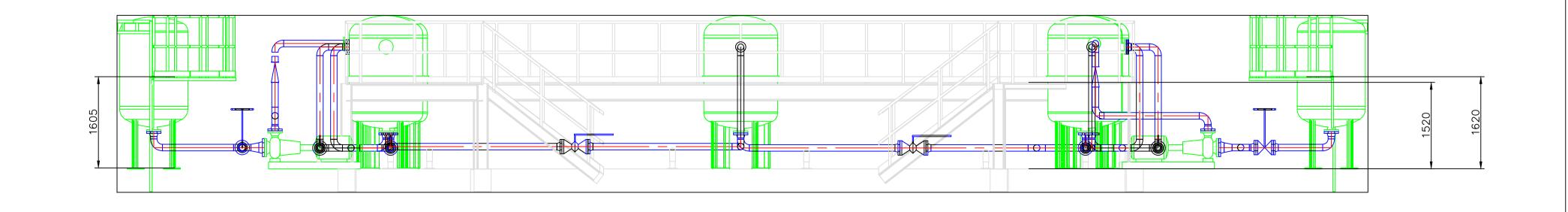
Project Name and Address

Green Matter Plant

Area 3	Stamp
Drawing Number	
Author Agustín Soria Tomás Vispo	

\Users\Agustin\Documents\Green Matter Plant\Orthos\DWGs\PLANOS HIDROLISIS DE TRIGLICERIDOS.dwg





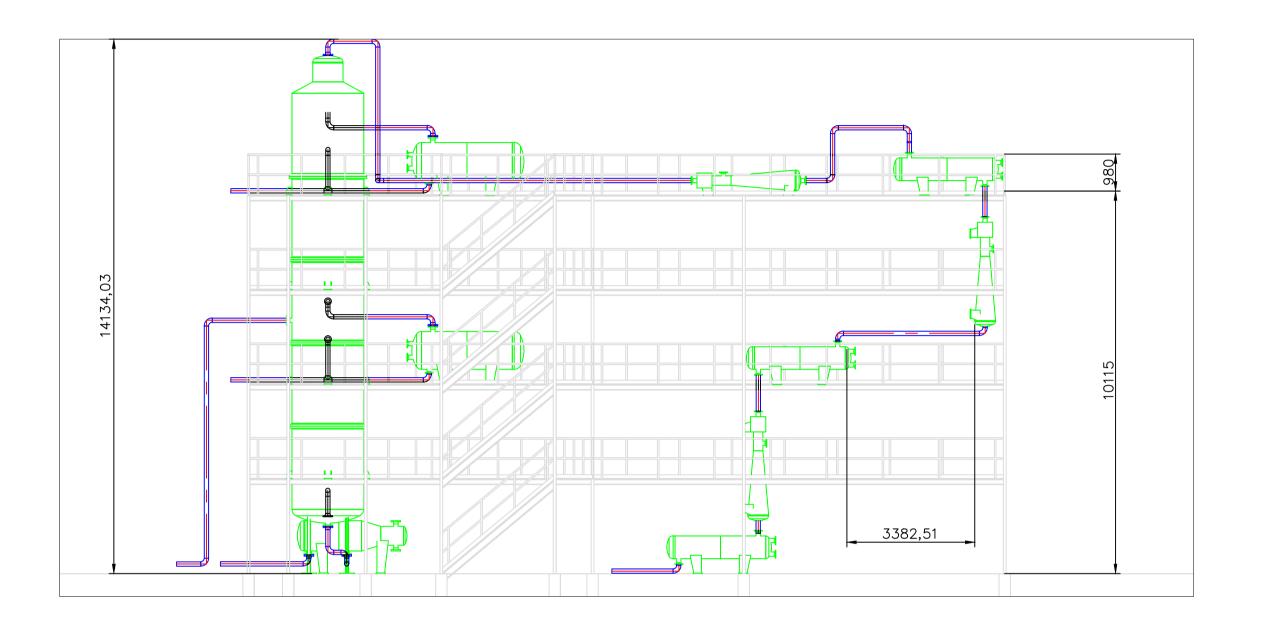
	General	Notes	

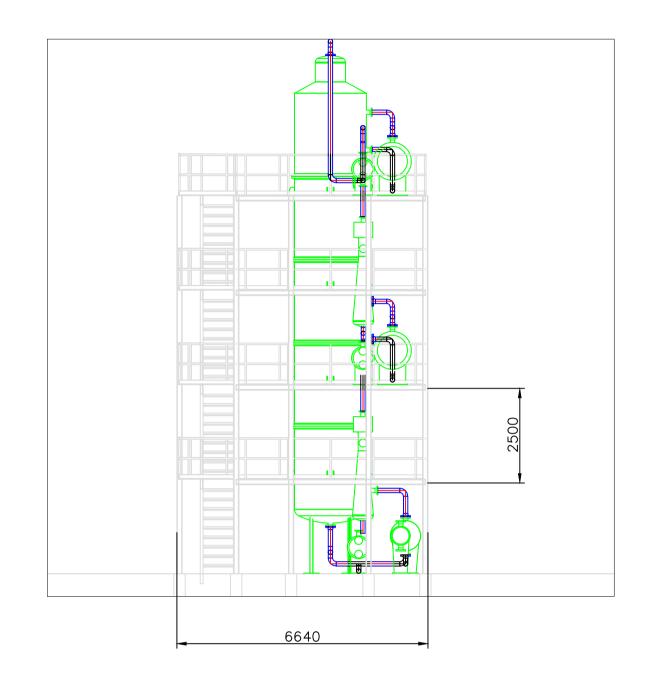
SERIE DE REACTORES DE GLICERÓLISIS

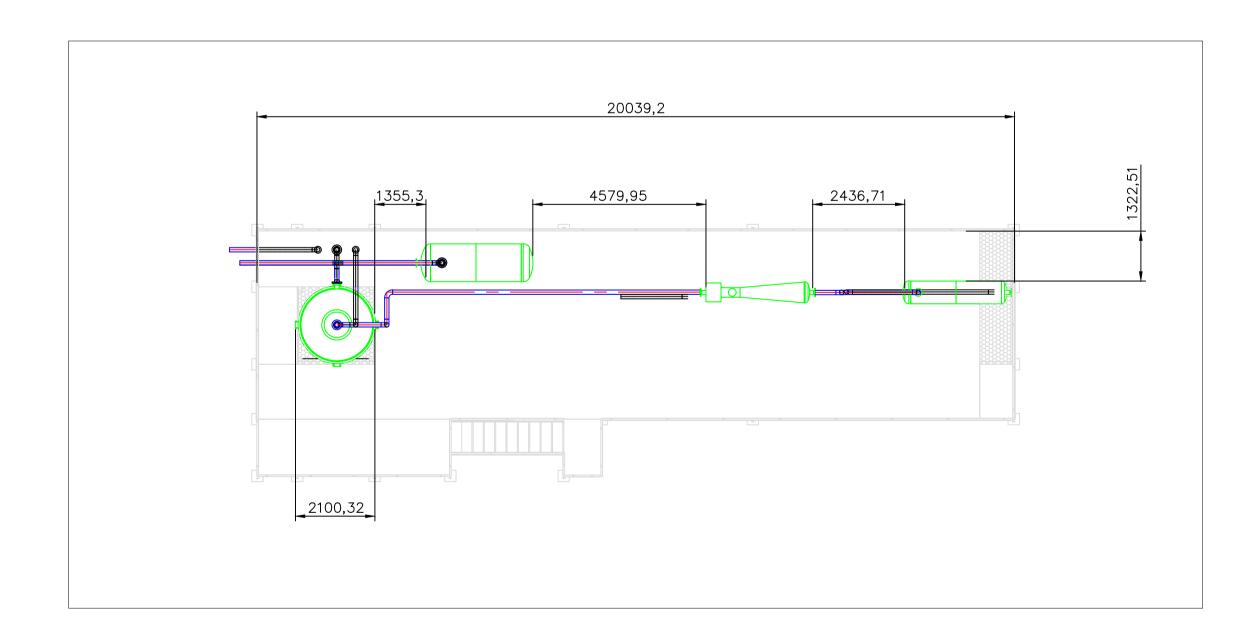
Project Name and Address

Green Matter Plant

Area 4	Stamp
Drawing Number	
^{Author} Agustín Soria Tomás Vispo	







No.	Revision/Issue	Date
110.		l l

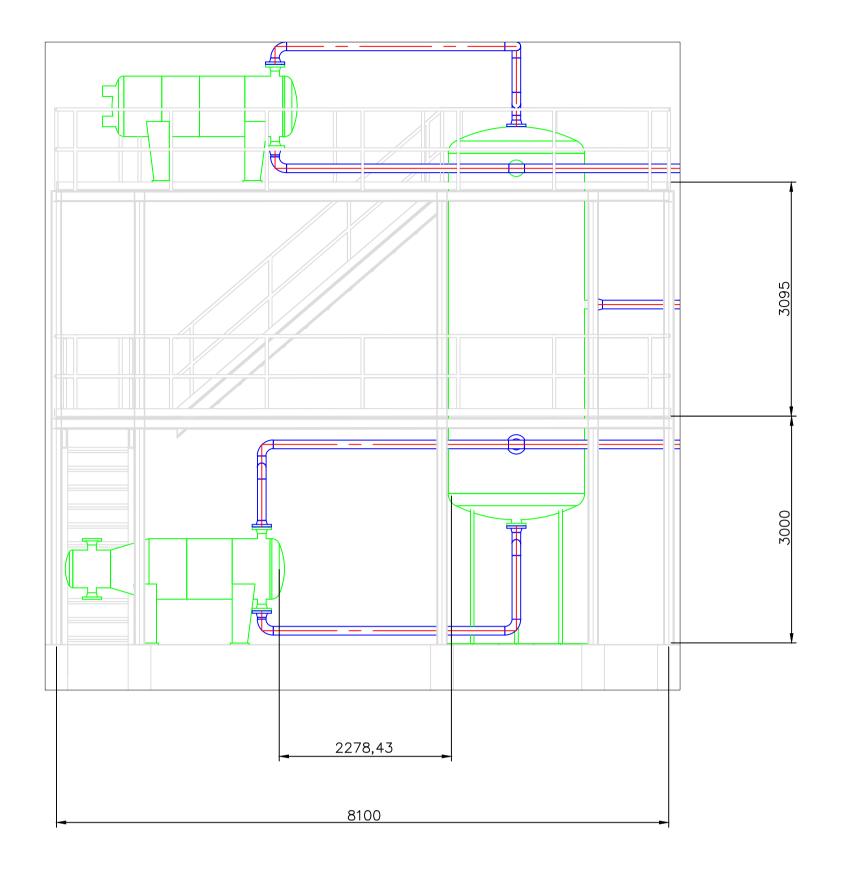
DESTILACIÓN FRACCIONADA DE ÁCIDOS GRASOS

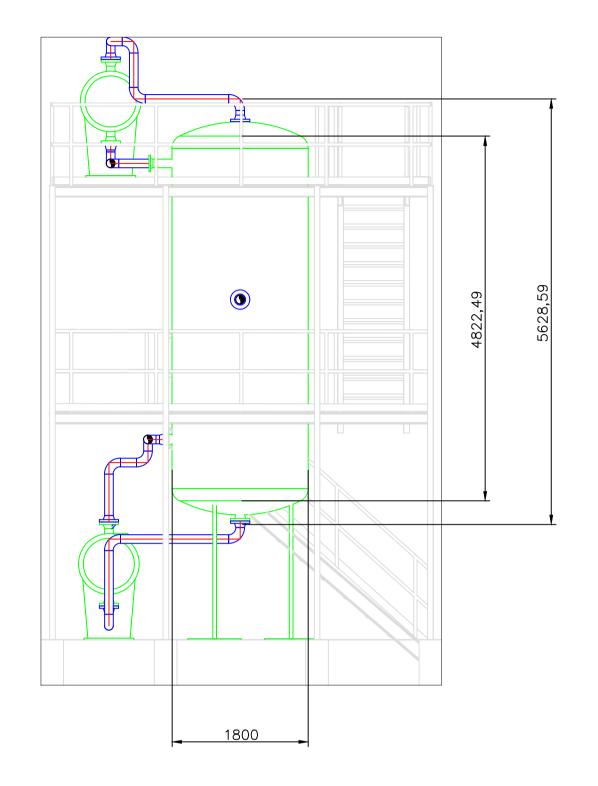
Project Name and Address

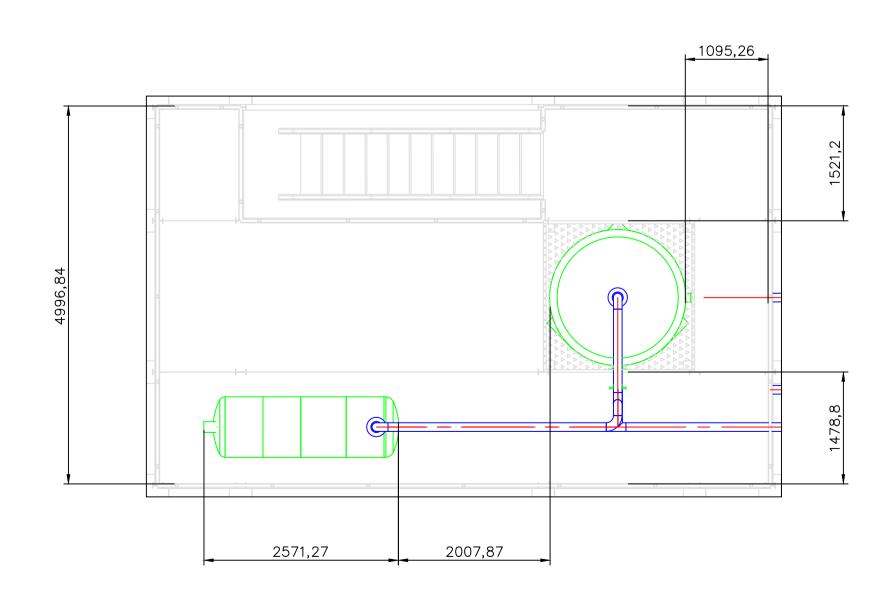
Green Matter Plant

Area 5	Stamp
Drawing Number	
^{Author} Agustín Soria Tomás Vispo	

C: \Users\Agustin\Documents\Green Matter Plant\Orthos\DWGs\PLANOS DEST FRACC.dw





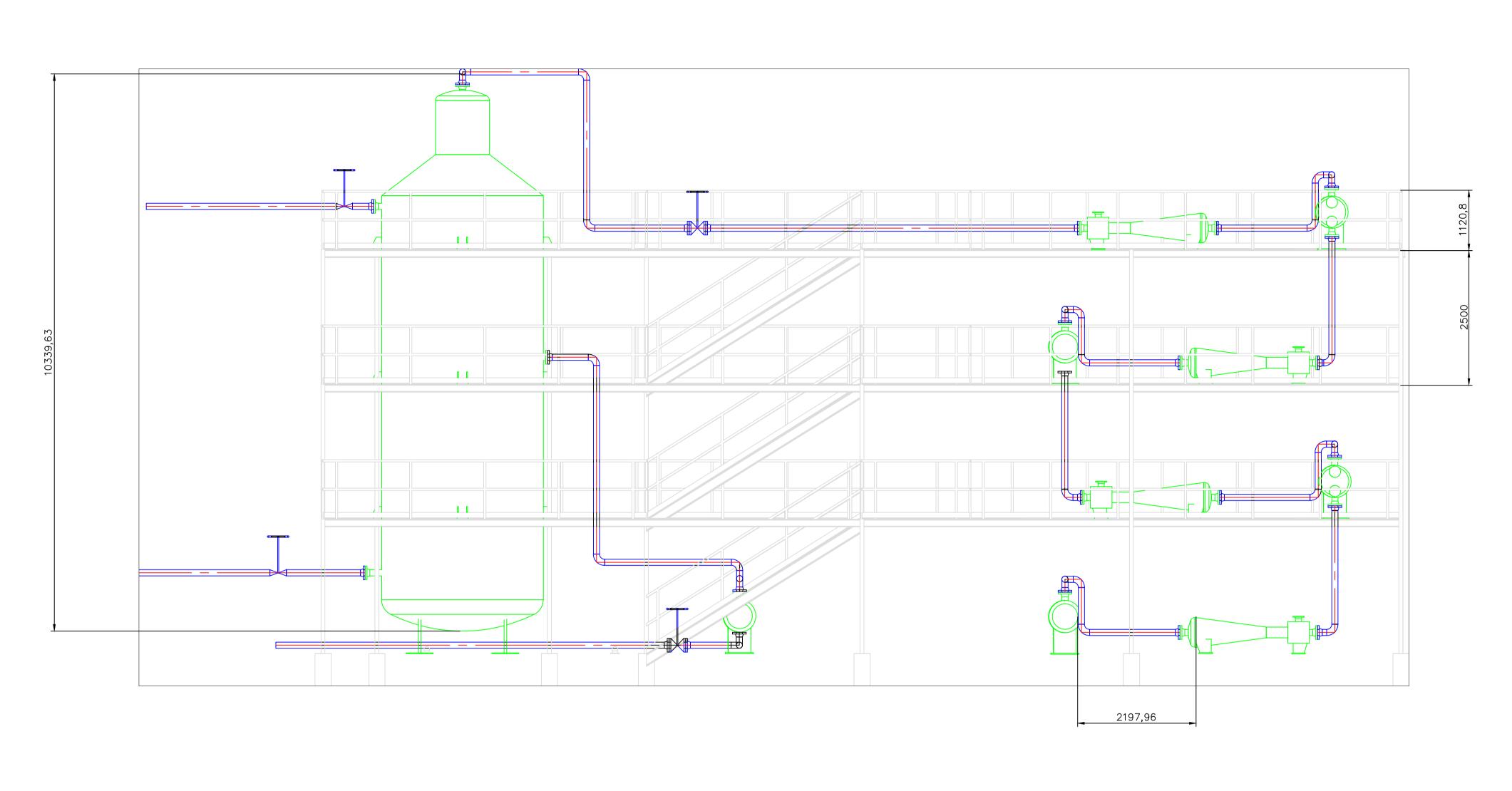


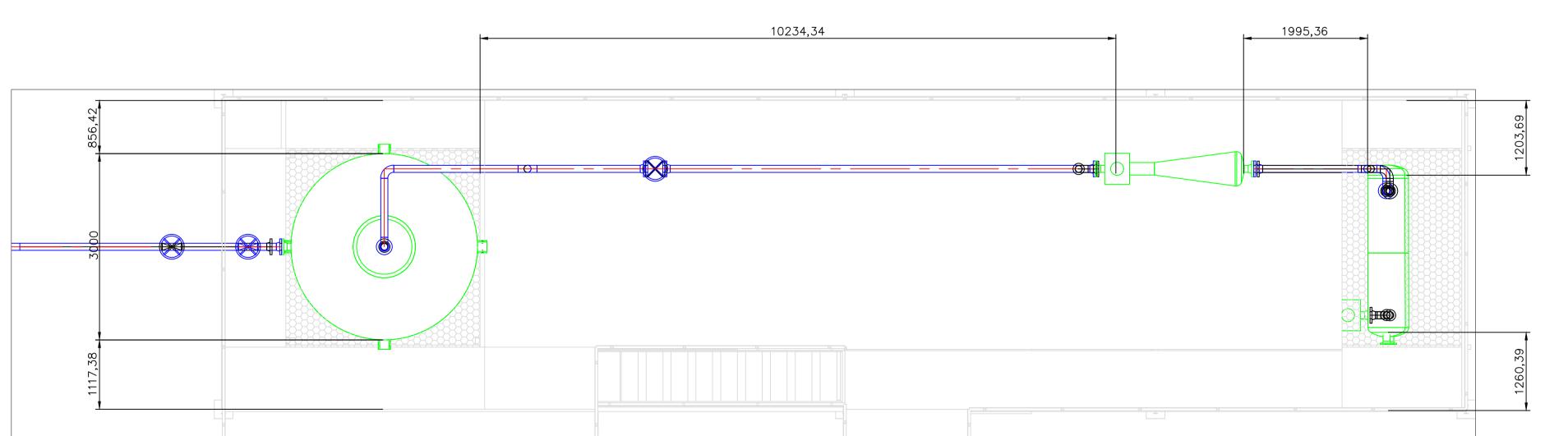
	General Notes	
No.	Revision/Issue	Date
Drawing	Name	
Drawing	Name	
Drawing	DESTILACIÓN	
Drawing	DESTILACIÓN DE AGUA	
Drawing	DESTILACIÓN	
Drawing	DESTILACIÓN DE AGUA	
	DESTILACIÓN DE AGUA	
	DESTILACIÓN DE AGUA DULCE	
	DESTILACIÓN DE AGUA DULCE	
	DESTILACIÓN DE AGUA DULCE	

Stamp

Drawing Number

Author Agustin Soria Tomás Vispo Users\Agustin\Documents\Green Matter Plant\Orthos\DWGs\PLANOS DESTILACION AGUA DULCE.dwg





General Notes	
Revision/Issue	

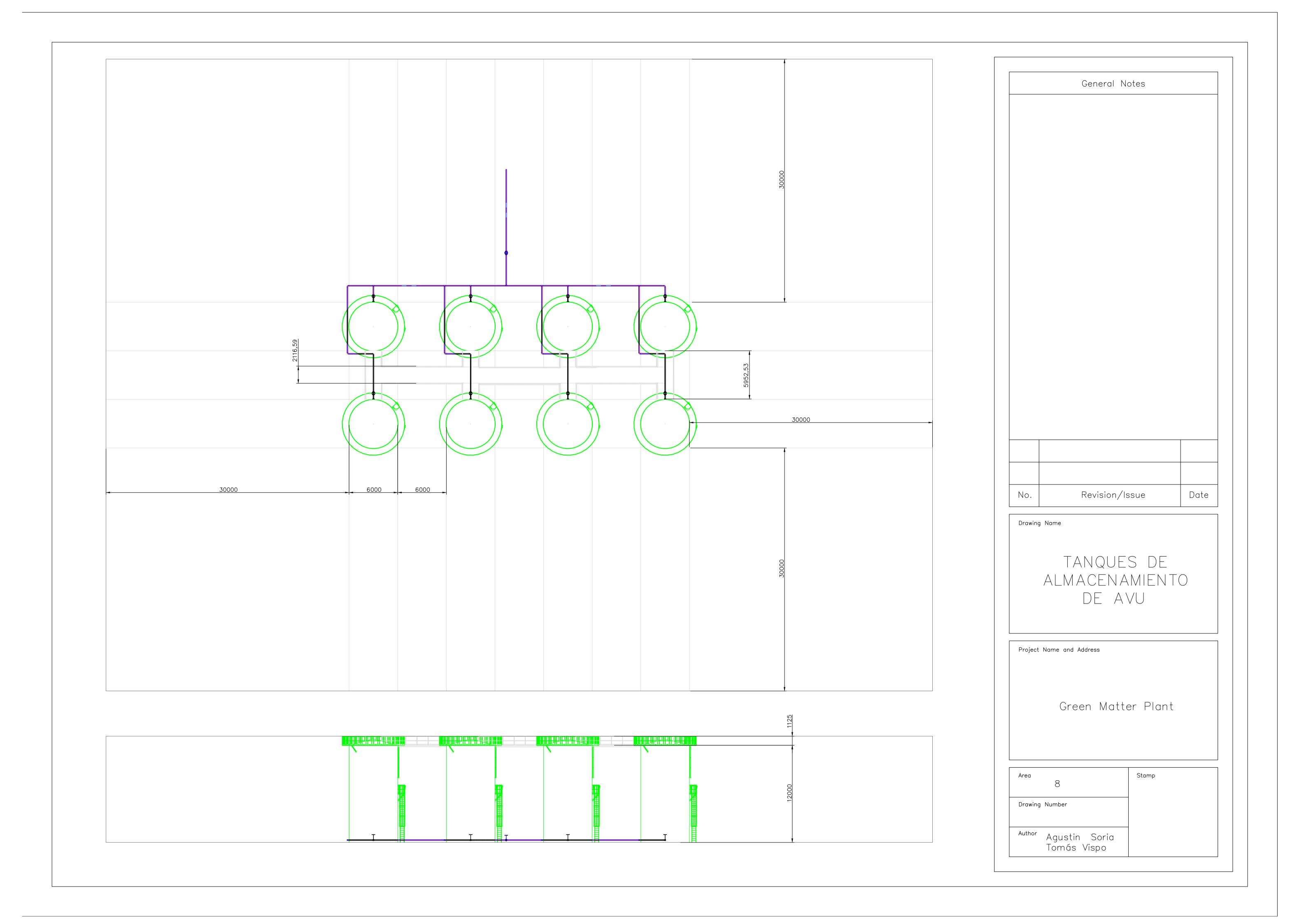
DESTILACIÓN DE GLICÉRIDOS

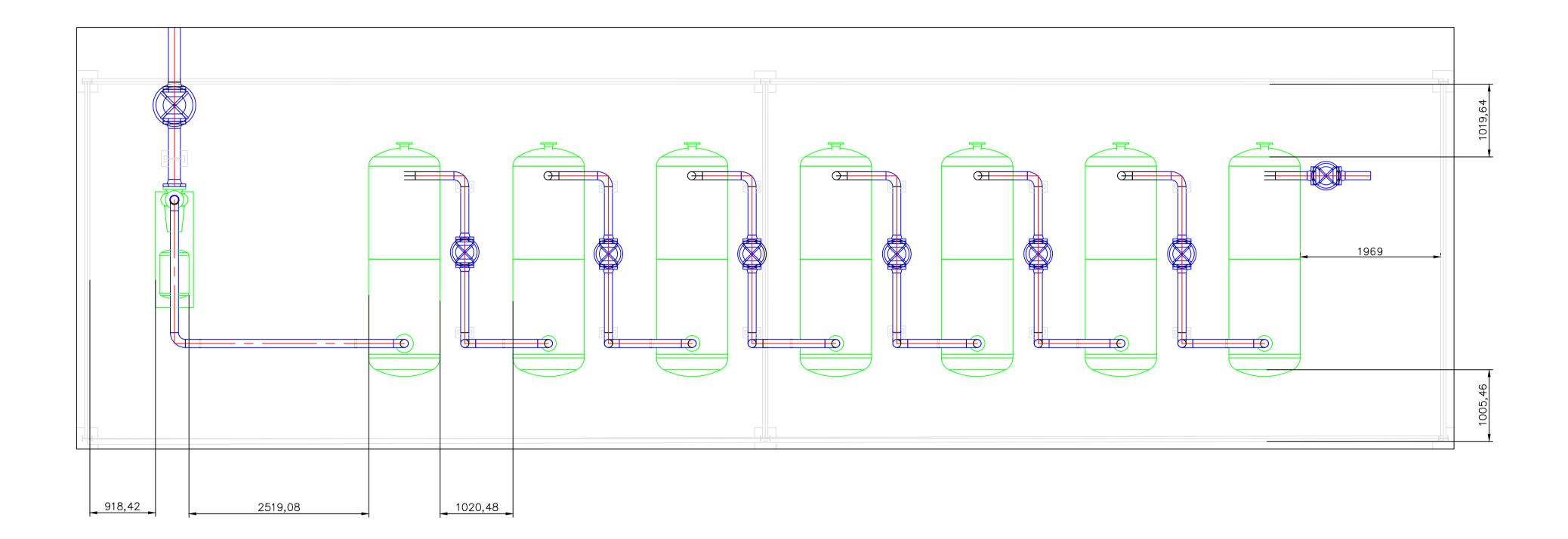
Project Name and Address

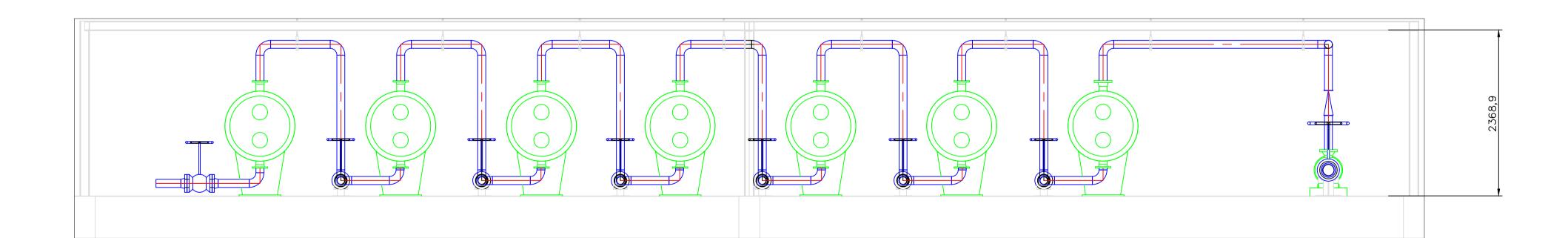
Green Matter Plant

Area 7	Stamp
Drawing Number	
^{Author} Agustín Soria Tomás Vispo	

C:\Users\Aqustin\Documents\Green Matter Plant\Orthos\DWGs\DESTILACION DE MG.dw







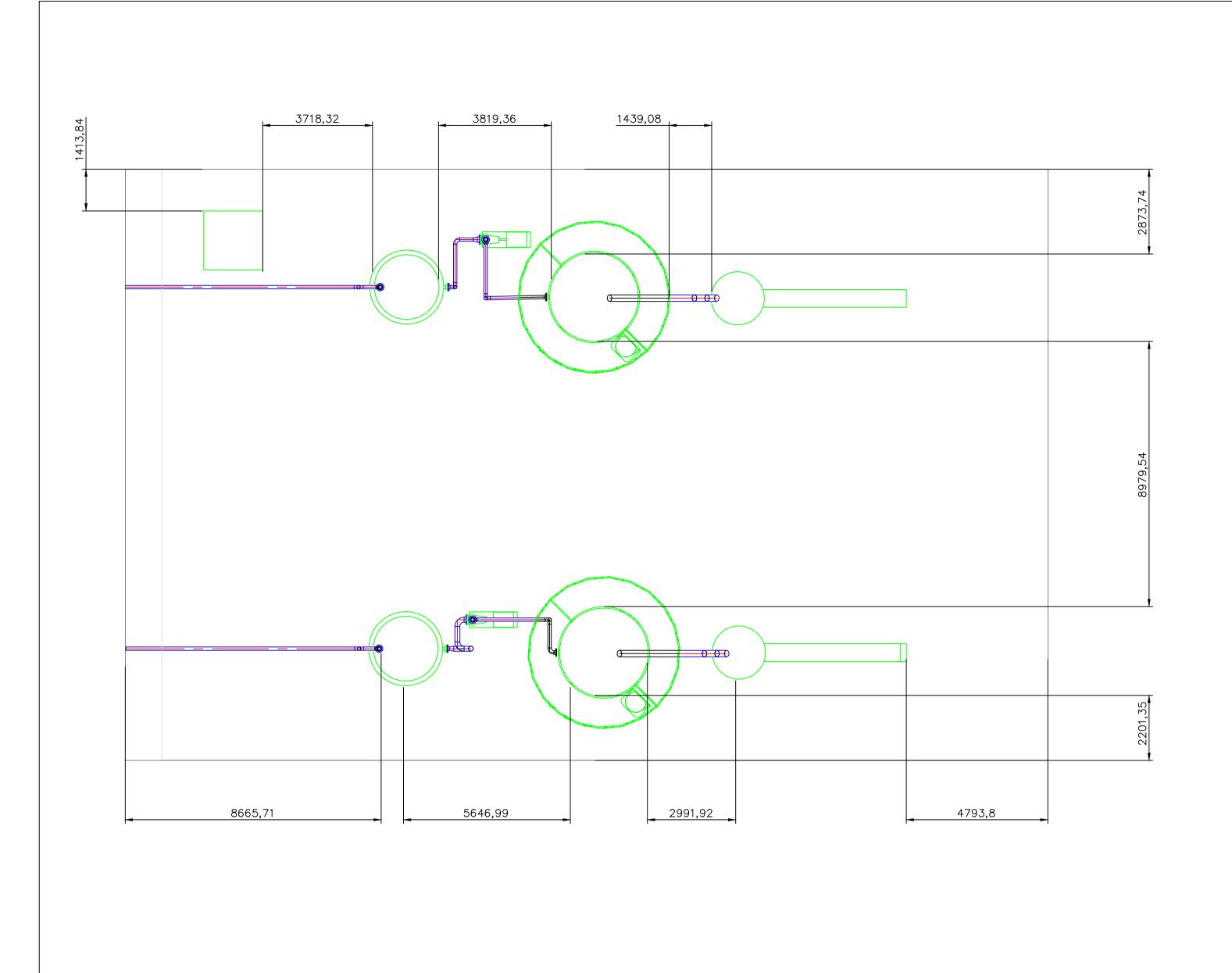
RED DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

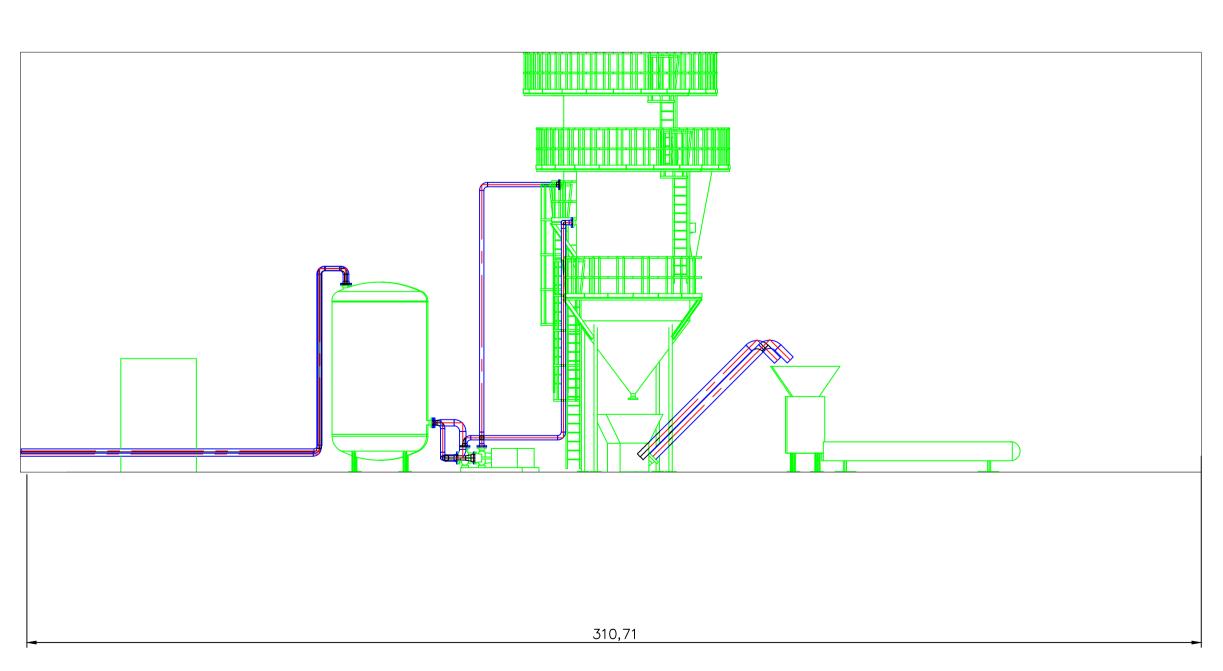
Project Name and Address

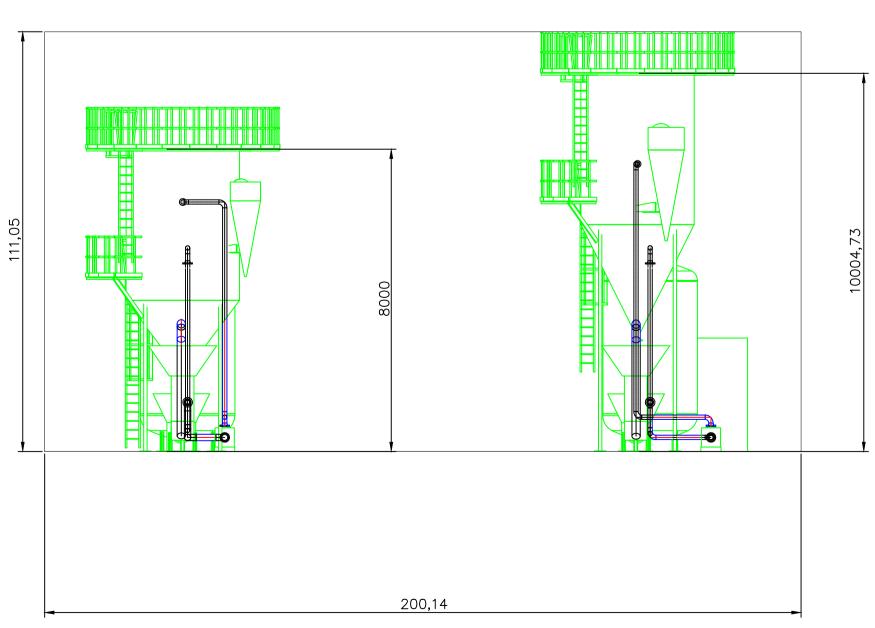
Green Matter Plant

Area 9	Stamp
Drawing Number	
^{Author} Agustín Soria Tomás Vispo	

C:\Users\Aqustin\Documents\Green Matter Plant\Orthos\DWGs\PLANOS RED DE INTERCAMBIADORES.dwa







	General Notes	
No.	Revision/Issue	Date

Drawing Name

PULVERIZACIÓN Y ENVASADO DE EMULSIONANTES

Project Name and Address

Green Matter Plant

Area 10	Stamp
Drawing Number	
Author Agustín Soria Tomás Vispo	

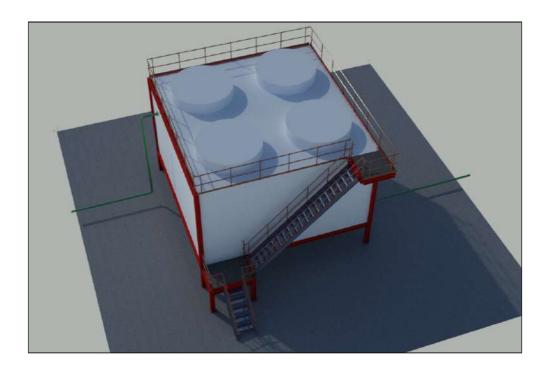
C:\Users\Aqustin\Documents\Green Matter Plant\Orthos\DWGs\torres de disperisón.dwa

6.3 Vista conceptual de cada bloque

A continuación se incluyen imágenes conceptuales de cada bloque. Para la obtención de las mismas, se utilizó el software "Autocad Plant 3D" de Autodesk. Vale la pena aclarar que la intención de esta sección es representar de una forma más comprensible visualmente la configuración de los equipos, por lo que no se respetó el color de las cañerías incluidas en las imágenes según las especificaciones y códigos cromáticos, ni señalizaciones.



Figura 7.1 Vista conceptual bloque 1: Sala de calderas.



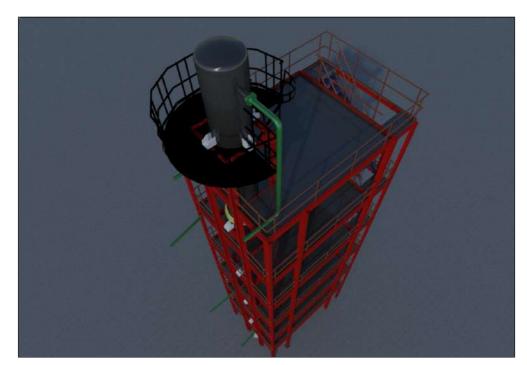


Figura 7.2 Vista conceptual bloque 2: Torre de enfriamiento.

Figura 7.3 Vista conceptual bloque 3: Reactor de Hidrólisis.

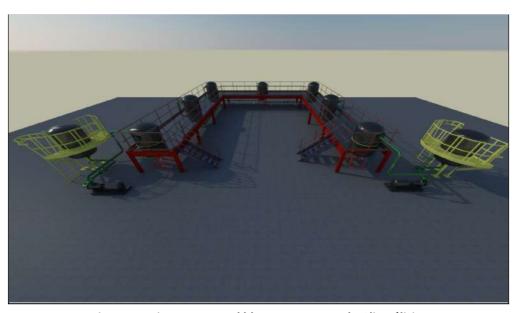


Figura 7.4 Vista conceptual bloque 4: Reactor de Glicerólisis.

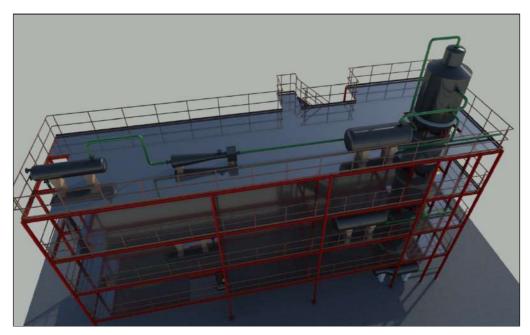


Figura 7.5 Vista conceptual bloque 5: Destilación de AG.

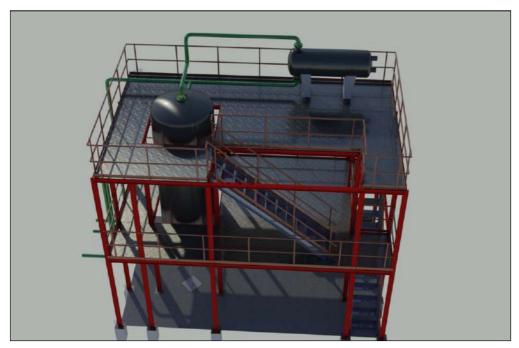


Figura 7.6 Vista conceptual bloque 6: Destilación GL.

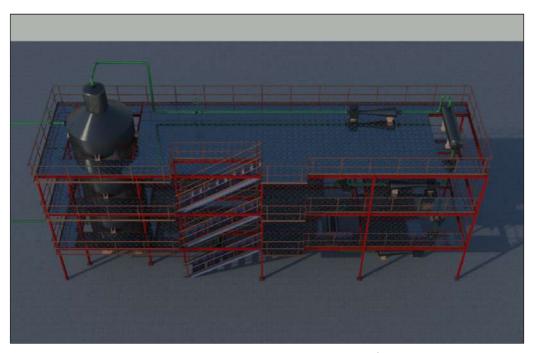


Figura 7.7 Vista conceptual bloque 7: Destilación MG.

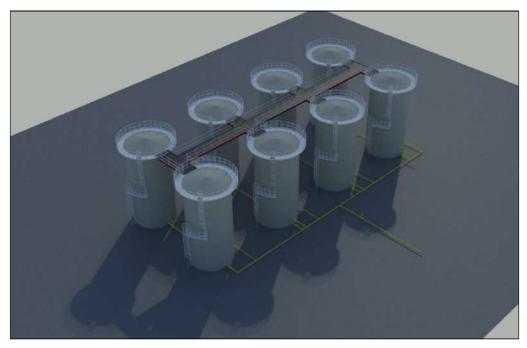


Figura 7.8 Vista conceptual bloque 8: Almacenamiento AVU.

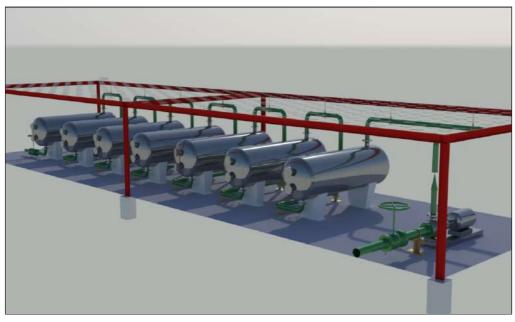


Figura 7.9 Vista conceptual bloque 9: Sala intercambiadores integración.

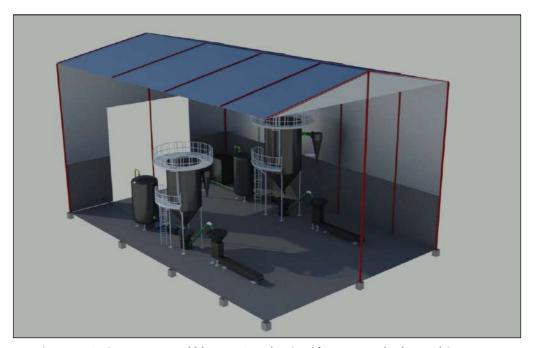


Figura 7.10 Vista conceptual bloque 10: Pulverización y envasado de emulsionantes.

7. Áreas de la planta (AP) [1-3]

De forma análoga, se diferenciaron las distintas áreas de trabajo que conforman la planta. Las mismas se listan a continuación:

• Área de proceso (a su vez, se subdivide en bloques según se detalló antes)

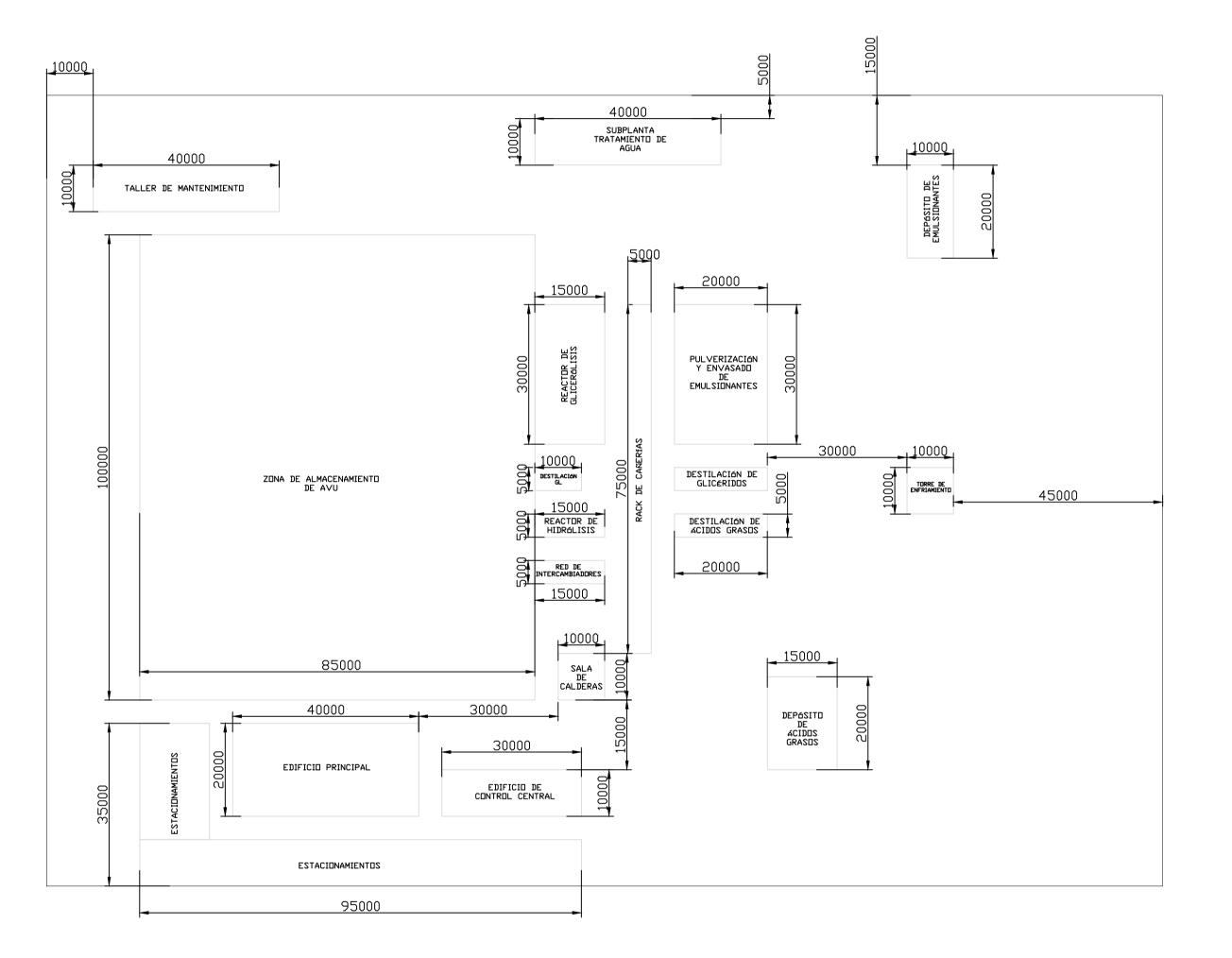
- Edificio principal (oficinas, vestuarios, comedor y laboratorio)
- Edificio de control central
- Taller de mantenimiento
- Estacionamiento
- Subplanta tratamiento de agua
- Tanques de almacenamiento de aceite
- Depósito de bolsas de productos emulsionantes pulverizados
- Depósito de barriles de AG

8. Distribución de la planta [1-3]

Finalizada la distribución de equipos por bloques y de áreas por uso, se procedió a diagramar la distribución de planta que mejor utilice el terreno con las dimensiones predefinidas (4 ha.) y que cumpla con los lineamientos establecidos previamente.

Se estudiaron las metodologías definidas en el el libro "Distribución en Planta" de Richard Muther, y se decidió seguir las sugerencias acerca de relaciones entre áreas y disposición más efectiva en relación a circulación de personal, camiones y productos, al considerar que se trata de una planta con máquinas e instalaciones fijas y movimiento de los productos principalmente a través de conductos también inmóviles.

A continuación se presenta el plano de la planta luego de efectuar la distribución realizada. Las dimensiones detalladas en las cotas se encuentran expresadas en milímetros (mm).



	General No	otes	
No.	Revision/Is	ssue	Date
	Revision/Is	ssue	Date
	g Name		
		CIÓN I	
	Name DISTRIBUC	CIÓN I De	
	Name DISTRIBUC ÁREAS	CIÓN I De	
Drawing	DISTRIBUC ÁREAS PLAN	CIÓN I De	
Drawing	Name DISTRIBUC ÁREAS	CIÓN I De	
Drawing	DISTRIBUC AREAS PLAN	CIÓN I DE ITA)E
Drawing	DISTRIBUC ÁREAS PLAN	CIÓN I DE ITA)E
Drawing	DISTRIBUC AREAS PLAN	CIÓN I DE ITA)E
Drawing	DISTRIBUC AREAS PLAN	CIÓN I DE ITA)E
Drawing	DISTRIBUC AREAS PLAN	CIÓN I DE ITA)E
Project	DISTRIBUC AREAS PLAN	CIÓN I DE ITA)E

C:\Users\Aqustin\Documents\Green Matter Plant\Orthos\DWGs\DIMENSIONES PLANTA,dwa

9. Conclusión

Luego de definir la distribución de la planta, se llega a las siguientes conclusiones:

- La superficie del terreno definida en el capítulo anterior resultó totalmente acorde con los requerimientos de espacio establecidos en el capítulo presente.
- Los antecedentes de accidentes relacionados a incendios y explosiones son más frecuentes de lo que uno podría imaginar, por lo que planificar una configuración de equipos que respete las distancias mínimas sugeridas es imprescindible para asegurar la seguridad de los equipos, de los procesos, y principalmente de los trabajadores.
- No es posible tomar real dimensión de lo que implica montar una planta de procesos químicos de escala industrial hasta el momento en que se trabaja por primera vez sobre la distribución de áreas y configuración de equipos.

10. Bibliografía

10.1 Manuales

- 1. Hernández, L., & Corrie, C. (1993). *Separación entre equipos e instalaciones*. Manual de Ingeniería de Riesgos.
- 2. Bausbacher, E., & Hunt, R. (1990). *Process plant layout and piping design*. Auerbach Publishers,.
- 3. Muther, R., & Rabada, C. M. C. (1981). Distribución en planta. Hispano Europea.

10.2 Programas de Cálculo y Simulación

 AUTOCAD Plant 3D (Nº de versión 2019). (2020). Windows. Mar del Plata, Buenos Aires, Argentina: AutoDesk.