



Diseño de una planta de producción de biodiesel



Bouza, Valeria Camila
Sarraute Comelli, Martina
Urdampilleta Rizzi, Paloma



RINFI es desarrollado por la Biblioteca de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata.

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

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



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



Diseño de una planta de producción de biodiesel



Bouza, Valeria Camila
Sarraute Comelli, Martina
Urdampilleta Rizzi, Paloma

Trabajo final de Ingeniería Química

Diseño de una planta de producción de biodiesel

Bouza - Sarraute – Urdampilleta

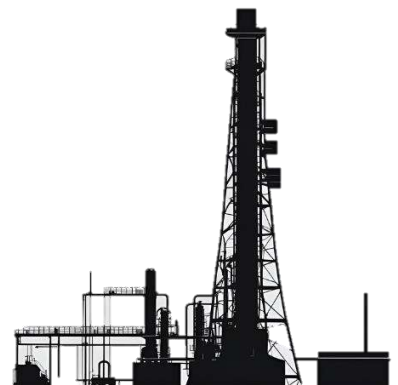
Directores:

Castañer, Julieta

García de la Mata, Manuel

Marcovich, Norma

Soulé, Ezequiel



A nuestra familia y amigos

Índice

| | |
|--|----|
| Resumen | 12 |
| Capítulo 1 | 14 |
| 1.1. Objetivos | 14 |
| 1.2. Resumen Ejecutivo | 14 |
| 1.3. Etapas para la producción de biodiesel | 15 |
| 1.3.1. Pretratamiento | 15 |
| 1.3.2. Reacción..... | 16 |
| 1.3.3. Purificación de productos..... | 17 |
| 1.4. Composición de los aceites | 18 |
| 1.4.1. Ácidos grasos | 18 |
| 1.4.2. Triglicéridos | 18 |
| 1.4.3. Ácidos grasos libres | 19 |
| 1.5. Materia Prima..... | 19 |
| 1.5.1. Aceite de soja..... | 19 |
| 1.5.1.1. Ventajas de producir biodiesel a partir de aceite de soja | 20 |
| 1.5.1.2. Composición del aceite de soja | 20 |
| 1.5.2. Aceite Vegetal Usado (AVU) | 21 |
| 1.5.2.1. Composición del aceite vegetal usado | 21 |
| 1.5.3. Metanol | 22 |
| 1.5.3.1. Usos del metanol | 22 |
| 1.5.4. Hidróxido de sodio..... | 23 |
| 1.5.4.1. Usos del hidróxido de sodio..... | 23 |
| 1.6. Productos | 23 |
| 1.6.1. Biodiesel..... | 23 |
| 1.6.1.1. Ventajas de utilizar biodiesel | 24 |
| 1.6.1.2. Desventajas de utilizar biodiesel | 24 |
| 1.6.2. Glicerol..... | 24 |
| 1.6.2.1. Usos de la glicerina | 26 |
| 1.7. Marco legal..... | 27 |
| 1.7.1. Ley Nacional 26093..... | 27 |

| | | |
|-------------------|--|-----------|
| 1.7.2. | Ley provincial 12503, 12692 y Decreto 0158/07..... | 27 |
| 1.7.3. | Decreto 330/2022..... | 28 |
| 1.7.4. | Decreto 689/22..... | 28 |
| 1.8. | Estudio de mercado | 29 |
| 1.8.1. | Precios de la materia prima y productos..... | 29 |
| 1.8.2. | Ventas de biodiesel..... | 30 |
| 1.8.3. | Ventas de glicerina refinada | 31 |
| 1.9. | Capacidad de la planta | 32 |
| 1.10. | Localización de la planta..... | 33 |
| 1.11. | Justificación preliminar del proyecto | 34 |
| 1.12. | Bibliografía capítulo 1 | 35 |
| Capítulo 2 | | 40 |
| 2.1. | Objetivos | 40 |
| 2.2. | Resumen Ejecutivo | 40 |
| 2.3. | Ruta química..... | 41 |
| 2.3.1. | Métodos de producción de biocombustibles..... | 41 |
| 2.3.2. | Catalizador | 43 |
| 2.3.2.1. | Catálisis homogénea | 43 |
| 2.3.2.2. | Catálisis heterogénea..... | 44 |
| 2.3.2.3. | Catálisis enzimática | 44 |
| 2.3.3. | Transesterificación..... | 45 |
| 2.3.4. | Reacciones secundarias | 47 |
| 2.4. | Pretratamiento de reactivos | 48 |
| 2.5. | Reactor | 50 |
| 2.5.1. | Reactor tubular..... | 50 |
| 2.5.2. | Reactor de membrana | 50 |
| 2.5.3. | Reactor batch..... | 50 |
| 2.5.4. | Reactor tanque agitado continuo..... | 51 |
| 2.6. | Etapas del proceso de reacción..... | 51 |
| 2.7. | Procesos de purificación | 52 |
| 2.7.1. | Purificación de biodiesel..... | 52 |
| 2.7.2. | Purificación de glicerol | 52 |

| | | |
|-------------------|--|-----------|
| 2.7.3. | Recirculación de metanol | 52 |
| 2.8. | Variables del proceso | 52 |
| 2.8.1. | Temperatura | 52 |
| 2.8.2. | Relación metanol: aceite | 53 |
| 2.8.3. | Agitación | 54 |
| 2.8.4. | Presión | 55 |
| 2.9. | Condiciones de reacción | 55 |
| 2.10. | Rendimiento | 55 |
| 2.11. | Capacidad de la planta | 56 |
| 2.11.1. | Efectividad global del proceso | 56 |
| 2.12. | Diagrama del proceso | 57 |
| 2.13. | Balances del proceso | 58 |
| 2.14. | Bibliografía capítulo 2 | 60 |
| Capítulo 3 | | 64 |
| 3.1. | Objetivos | 64 |
| 3.2. | Resumen Ejecutivo | 64 |
| 3.3. | Estimación de la entalpía de reacción..... | 65 |
| 3.3.1. | Entalpías de formación de los compuestos..... | 66 |
| 3.3.2. | Cálculo de la variación de entalpía de reacción estándar | 67 |
| 3.3.3. | Cálculo de entalpías residuales | 67 |
| 3.3.4. | Cálculo de entalpías de gas ideal..... | 69 |
| 3.3.5. | Estimación de entalpía de reacción en condiciones de operación | 70 |
| 3.4. | Dimensionamiento del reactor | 70 |
| 3.4.1. | Tipo y configuración | 70 |
| 3.4.2. | Modelo cinético y de reacción | 71 |
| 3.4.3. | Cálculo del volumen y condiciones operativas del reactor | 72 |
| 3.4.4. | Definición del sistema de agitación/mezclado..... | 78 |
| 3.4.4.1. | Sistema de agitación del primer reactor..... | 80 |
| 3.4.4.2. | Sistema de agitación del segundo reactor..... | 82 |
| 3.4.5. | Diseño térmico..... | 83 |
| 3.4.5.1. | Aislación del reactor | 83 |
| 3.4.5.2. | Sistema de intercambio en el primer reactor | 89 |

| | | |
|-------------------|---|------------|
| 3.4.5.3. | Sistema de intercambio en el segundo reactor | 93 |
| 3.5. | Sistema de control..... | 95 |
| 3.6. | Especificaciones constructivas/accesorios..... | 101 |
| 3.7. | Bibliografía del capítulo 3..... | 101 |
| Capítulo 4 | | 106 |
| 4.1. | Objetivos | 106 |
| 4.2. | Resumen ejecutivo | 106 |
| 4.3. | Pretratamiento..... | 107 |
| 4.4. | Sistema de purificación intermedio | 108 |
| 4.4.1. | Decantador | 110 |
| 4.4.1.1. | Validación del paquete termodinámico | 110 |
| 4.4.1.2. | Operación del decantador | 111 |
| 4.4.1.3. | Dimensionamiento..... | 112 |
| 4.5. | Sistema de purificación final | 115 |
| 4.5.1. | Extractor Líquido-Líquido | 116 |
| 4.5.2. | Destilador 1..... | 119 |
| 4.5.3. | Reactor de neutralización..... | 123 |
| 4.5.4. | Destilador 2..... | 124 |
| 4.5.5. | Destilador 3..... | 127 |
| 4.5.6. | Destilador 4..... | 129 |
| 4.6. | Balance de masa de la planta..... | 131 |
| 4.6.1. | Capacidad instantánea | 131 |
| 4.6.2. | Capacidad nominal | 132 |
| 4.7. | Bibliografía del capítulo 4..... | 132 |
| Capítulo 5 | | 135 |
| 5.1. | Objetivos | 135 |
| 5.2. | Resumen ejecutivo | 135 |
| 5.3. | Integración energética | 136 |
| 5.3.1. | Diseño de la red energética | 136 |
| 5.3.2. | Diseño de intercambiadores | 140 |
| 5.4. | Sistemas auxiliares de enfriamiento y calentamiento | 142 |
| 5.4.1. | Torre de enfriamiento | 142 |

| | | |
|-------------------|--|------------|
| 5.4.2. | Caldera | 147 |
| 5.5. | Equipos auxiliares..... | 149 |
| 5.5.1. | Eyectores | 149 |
| 5.5.1.1. | Eyector del destilador 1 | 150 |
| 5.5.1.2. | Eyector del destilador 4 | 152 |
| 5.5.2. | Bombas | 153 |
| 5.6. | Cálculo del consumo energético | 155 |
| 5.7. | Bibliografía del capítulo 5..... | 155 |
| Capítulo 6 | | 158 |
| 6.1. | Objetivos | 158 |
| 6.2. | Resumen ejecutivo | 158 |
| 6.3. | Estimación del costo de inversión..... | 158 |
| 6.3.1. | Terreno | 159 |
| 6.3.2. | Equipamiento | 161 |
| 6.3.3. | Estimación de la inversión fija total | 164 |
| 6.3.4. | Capital de trabajo e inversión total | 167 |
| 6.4. | Estimación del costo de operación | 167 |
| 6.4.1. | Costos fijos..... | 167 |
| 6.4.2. | Costos variables | 169 |
| 6.4.3. | Costos de operación total..... | 175 |
| 6.5. | Rentabilidad | 176 |
| 6.5.1. | Ingreso por ventas | 176 |
| 6.5.2. | Cuadro de fuentes y usos de fondos | 177 |
| 6.5.3. | Tasa de retorno sobre la inversión original..... | 177 |
| 6.5.4. | Tasa interna de retorno..... | 177 |
| 6.5.5. | Tiempo de repago..... | 177 |
| 6.5.6. | Análisis de rentabilidad | 178 |
| 6.5.7. | Punto de equilibrio | 180 |
| 6.5.8. | Análisis de sensibilidad | 181 |
| 6.6. | Cronograma..... | 184 |
| 6.7. | Bibliografía del capítulo 6..... | 185 |
| Capítulo 7 | | 188 |

| | | |
|------------|--|-----|
| 7.1. | Sistema de Gestión..... | 188 |
| 7.2. | Gestión de Seguridad y Salud en el Trabajo..... | 188 |
| 7.2.1. | Planificación..... | 189 |
| 7.2.1.1. | Programa de prevención..... | 189 |
| 7.2.1.2. | Identificación de peligros, evaluación de riesgo y determinación de control..... | 190 |
| 7.2.1.3. | Requisitos legales..... | 196 |
| 7.2.2. | Implementación y operación..... | 196 |
| 7.2.2.1. | Recursos, funciones, responsabilidad y autoridad | 196 |
| 7.2.2.2. | Formación, toma de conciencia y competencia | 197 |
| 7.2.2.3. | Comunicación, participación y consulta | 198 |
| 7.2.2.4. | Documentación..... | 199 |
| 7.2.2.5. | Control de documentos y datos..... | 199 |
| 7.2.2.6. | Control operacional | 200 |
| 7.2.2.7. | Preparación y respuesta ante emergencias..... | 200 |
| 7.2.3. | Verificación | 202 |
| 7.2.3.1. | Mediciones y seguimiento del desempeño | 202 |
| 7.2.3.2. | Evaluación del cumplimiento legal | 203 |
| 7.2.3.3. | Investigación de incidentes y no conformidades | 203 |
| 7.2.3.4. | Creación y control de registros | 204 |
| 7.2.3.5. | Auditorías internas..... | 204 |
| 7.2.4. | Revisión por la dirección..... | 205 |
| 7.3. | Gestión de la Calidad..... | 206 |
| 7.3.1. | Liderazgo..... | 206 |
| 7.3.1.1. | Liderazgo y compromiso | 206 |
| 7.3.1.1.1. | Enfoque al cliente..... | 206 |
| 7.3.1.2. | Política..... | 207 |
| 7.3.1.2.1. | Establecimiento de la política de la calidad | 207 |
| 7.3.1.2.2. | Comunicación de la política de la calidad | 207 |
| 7.3.1.3. | Roles, responsabilidades y autoridades en la organización | 207 |
| 7.3.2. | Planificación..... | 207 |
| 7.3.2.1. | Acciones para abordar riesgos y oportunidades | 207 |
| 7.3.2.2. | Objetivos de la calidad y planificación para lograrlos | 209 |

| | | |
|----------|---|-----|
| 7.3.2.3. | Planificación de los cambios | 210 |
| 7.3.3. | Apoyo..... | 210 |
| 7.3.3.1. | Recursos | 210 |
| 7.3.3.2. | Competencia | 211 |
| 7.3.3.3. | Toma de conciencia | 211 |
| 7.3.3.4. | Comunicación..... | 212 |
| 7.3.3.5. | Información documentada | 212 |
| 7.3.4. | Operación | 212 |
| 7.3.4.1. | Planificación y control operacional..... | 212 |
| 7.3.4.2. | Requisitos para los productos y servicios | 213 |
| 7.3.4.3. | Diseño y desarrollo de los productos y servicios..... | 213 |
| 7.3.4.4. | Control de los procesos, productos y servicios suministrados externamente | 215 |
| 7.3.4.5. | Producción y provisión del servicio | 215 |
| 7.3.4.6. | Liberación de los productos y servicios | 216 |
| 7.3.4.7. | Control de las salidas no conformes | 216 |
| 7.3.5. | Evaluación del desempeño | 216 |
| 7.3.5.1. | Seguimiento, medición, análisis y evaluación | 216 |
| 7.3.5.2. | Auditoría interna..... | 217 |
| 7.3.5.3. | Revisión por la dirección | 217 |
| 7.3.6. | Mejora | 218 |
| 7.3.6.1. | No conformidad y acción correctiva..... | 218 |
| 7.3.6.2. | Mejora continua..... | 218 |
| 7.4. | Gestión Ambiental..... | 218 |
| 7.4.1. | Planificación..... | 219 |
| 7.4.1.1. | Acciones para tratar riesgos asociados con amenazas y oportunidades | 219 |
| 7.4.1.2. | Objetivos ambientales y planificación para lograrlos..... | 222 |
| 7.4.2. | Soporte | 222 |
| 7.4.2.1. | Recursos | 222 |
| 7.4.2.2. | Competencia, toma de conciencia, comunicación e información documentada | 223 |
| 7.4.3. | Operación | 223 |
| 7.4.3.1. | Planificación y control operacional..... | 223 |

| | | |
|----------|--|------------|
| 7.4.3.2. | Preparación y respuesta ante emergencias..... | 223 |
| 7.4.4. | Evaluación de desempeño..... | 224 |
| 7.4.4.1. | Seguimiento, medición, análisis y evaluación | 224 |
| 7.4.4.2. | Auditoría interna..... | 225 |
| 7.4.4.3. | Revisión de la dirección | 225 |
| 7.4.5. | Mejora | 226 |
| 7.4.5.1. | No conformidades y acciones correctivas | 226 |
| 7.4.5.2. | Mejora continua..... | 226 |
| 7.5. | Conclusión | 226 |
| 7.6. | Bibliografía capítulo 7..... | 226 |
| | Conclusión del proyecto | 228 |
| | Anexos..... | 229 |
| | Anexo 1 - Diagrama tecnológico de la planta | 229 |
| | Anexo 2 - Cuadro de fuentes y usos de fondos..... | 230 |
| | Anexo 3 - Organigrama de la empresa..... | 232 |

Resumen

La generación de energía a partir de combustibles fósiles es una de las actividades del hombre que ocasionan problemas ambientales, tales como el calentamiento global y la contaminación atmosférica por emisión de gases tóxicos. Asimismo, numerosos estudios estiman que a corto plazo estas fuentes de energía se agotarán. Es por ello que se vuelve indispensable la búsqueda de fuentes energéticas renovables y ambientalmente sostenibles, como los biocombustibles, entre los cuales se encuentran el biodiesel, bioetanol y biogás.

A su vez, la producción de biocombustibles ha motivado el interés económico, social y político. En sentido económico, los altos precios del petróleo han puesto en desventaja a países que no pueden abastecerse de este recurso. Desde el punto de vista social, la inversión en tierras, cultivos y plantas de biocombustibles han generado numerosos empleos en los países productores. Por último, la atención política se ha focalizado en la regulación del uso, producción y distribución de biocombustibles.

La materia prima para producir biodiesel se basa fundamentalmente en aceites vegetales (de soja, canola, maíz, mostaza, palma, etc.), grasas animales (aves de corral, aceite de pescado, etc.) y grasas procedentes del reciclado (aceites de cocina usados). La selección de la materia prima a utilizar para la elaboración de biocombustibles depende, en gran medida, de las condiciones agrícolas, geográficas y climáticas específicas de cada lugar.

El presente proyecto se basa en el diseño de una planta de producción de biodiesel y glicerina a partir de una reacción homogénea de transesterificación catalizada utilizando aceite de soja y aceite vegetal usado. Se utilizan estos tipos de aceite como materia prima ya que contienen un alto índice de triglicéridos. A su vez, a lo largo de los últimos 30 años, el aceite de soja es el de mayor volumen de producción en el ámbito nacional y muestra una sostenida tendencia creciente.

Es importante mencionar que para este proyecto el aceite vegetal usado será el aceite de girasol proveniente de frituras. Este aceite cumple la función de disminuir la cantidad de aceite de soja puro utilizado, lo que conlleva a una disminución en el costo de la materia prima y contribuye a evitar el impacto ambiental de desecharlo por el drenaje.



Capítulo 1

Capítulo 1

1.1. Objetivos

- Definir la ubicación y capacidad de la planta.
- Recopilar información básica del mercado para utilizar de base luego para la justificación de la inversión.
- Determinar la demanda que justifique, bajo ciertas condiciones, la puesta en marcha de un proyecto productivo de biodiesel.

1.2. Resumen Ejecutivo

La producción de biodiesel se realiza a partir de aceites vegetales, en este caso se utiliza como materia prima un 15% de aceite de girasol usado previamente para fritura y un 85% de aceite de soja. Además, se emplea como reactivo metanol en exceso para obtener el biodiesel e hidróxido de sodio como catalizador.

El biodiesel se utiliza para la mezcla con diésel, por lo que su calidad está regulada por normas y su contenido de ésteres debe ser superior al 96,5%. En cuanto al subproducto de glicerol, se prevé su comercialización como glicerina grado USP, la cual requiere una pureza superior al 99,7%.

Se propone ubicar la planta en el Parque Industrial de Avellaneda, Santa Fe, debido a la abundante disponibilidad de aceite de soja en la región y la cercanía a puertos internacionales para la exportación. La capacidad anual proyectada de la planta es de 120.000 toneladas, donde el 50% será destinado al mercado interno, mientras que el porcentaje restante se exportará.

Finalmente, los precios de venta de los productos y de adquisición de la materia prima se especifican en la *Tabla 1.1*.

Tabla 1.1. Precios de los reactivos y productos.

| Compuestos | Precio [USD/TN] |
|-----------------------------|-----------------|
| Aceite de soja | 890,00 |
| Aceite de girasol | 250,00 |
| Hidróxido de sodio | 488,00 |
| Metanol | 326,00 |
| Ácido fosfórico | 888,00 |
| Glicerol | 707,00 |
| Biodiesel (mercado interno) | 1029,73 |
| Biodiesel (mercado externo) | 1070,50 |

1.3. Etapas para la producción de biodiesel

En la *Figura 1.1* se muestra un posible esquema simplificado de la producción de biodiesel a partir de la mezcla de aceite de soja y aceite de girasol usado.

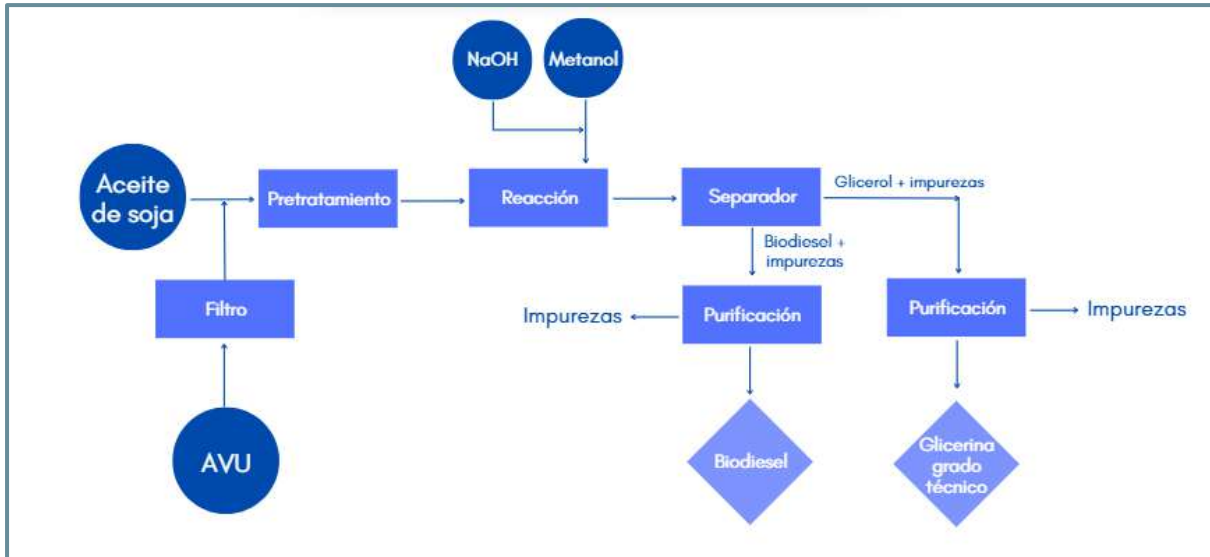


Figura 1.1. Esquema de la producción de biodiesel.

1.3.1. Pretratamiento

Para este proceso, es necesario realizar un pretratamiento de las corrientes de entrada de los aceites antes de su ingreso al reactor para obtener una acidez menor al 1%.^[1.1;1.2]

Inicialmente, para el aceite de girasol usado es necesario realizar una etapa de filtración para eliminar residuos e impurezas que hayan quedado en él luego de su uso industrial. Para esto pueden utilizarse filtros de 4 μm .^[1.3]

Luego, como se muestra en la *Figura 1.1*, se mezclan ambos tipos de aceites para poder ingresar al equipo de pretratamiento. En éste se debe realizar una eliminación del agua y ácidos grasos libres, dado que, el agua puede producir la hidrólisis de los triglicéridos a ácidos grasos libres (*Figura 1.2*).

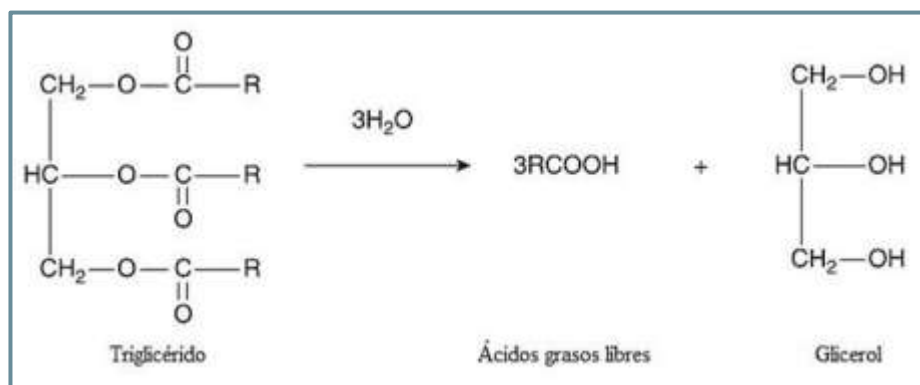


Figura 1.2. Reacción de hidrólisis de los triglicéridos.

Además, los ácidos grasos libres generan una reacción de saponificación que compite con la reacción de transesterificación (*Figura 1.3*). La presencia de jabones aumenta las pérdidas de triglicéridos y del éster debido a la emulsión formada y dificulta la separación del biodiesel del glicerol. ^[1.4]



Figura 1.3. Reacción de saponificación de ácidos grasos.

1.3.2. Reacción

Los procesos más difundidos de producción de biodiesel son homogéneos, esto se debe a que se necesitan condiciones de operación moderadas, tienen altas velocidades de reacción, altas conversiones, alta disponibilidad y bajo costo de catalizadores. Además, son los reactores de más uso en la industria, por lo que se encuentran procesos desarrollados a gran escala en comparación a los de reacción heterogénea.

Como se mencionará en el próximo capítulo, se lleva a cabo una reacción de transesterificación donde los triglicéridos de la mezcla de aceites vegetales reaccionan con alcohol en exceso y conjuntamente con un catalizador, el cual aumenta la velocidad de reacción. La reacción puede ser catalizada por un ácido o una base.

El método de catálisis básica consiste en disolver el catalizador en alcohol para formar un alcóxido. Posteriormente, la mezcla se transfiere al reactor donde se encuentra la mezcla de aceite de soja desgomado y de girasol usado y ocurre la transesterificación. Los álcalis más utilizados son el hidróxido de sodio y el hidróxido de potasio en rangos de concentración de 0,3% a 1,5% p/p. ^[1.5]

Para la catálisis ácida, los catalizadores más usados son el ácido sulfúrico, ácido sulfónico y ácido clorhídrico. Estos compuestos permiten tener rendimientos muy altos de alquilésteres. Una ventaja de utilizar este tipo de catalizadores es que a cualquier ácido graso libre se lo puede esterificar o convertir en biodiesel. Sin embargo, durante la esterificación se forma agua que provoca la hidrólisis de los triglicéridos, lo que da como resultado rendimientos más bajos. Además, las reacciones con catálisis ácida son muy lentas y necesitan altas temperaturas y presiones (>100 °C, ~5 bar).

Por esto, para la reacción de esterificación de interés se optó por usar una catálisis básica homogénea utilizando hidróxido de sodio como catalizador, ya que es más barato y es más comercializado que otros de la industria.

Por otro lado, es necesario un exceso de alcohol para asegurar una buena dispersión de los triglicéridos, mantener baja la viscosidad de la mezcla de reacción, y desplazar el equilibrio químico hacia la formación de los productos.

Los alcoholes utilizados para la producción de biodiesel son el metanol y el etanol, en particular, se usa el metanol por sus propiedades fisicoquímicas, ya que reacciona más rápidamente con los triglicéridos y es más económico que el etanol. Además, el metanol requiere menor cantidad de alcohol en exceso que el etanol, posee mayor eficiencia de conversión de aceites y requiere menores temperaturas de reacción. Por estas razones, se optó por el uso de metanol en el proceso. ^[1.6]

Finalmente, de la reacción mencionada se obtiene el biodiesel que es el producto de interés, y el glicerol como subproducto. La transesterificación se lleva a cabo en tres etapas, donde cada reacción da como producto un mol de éster alquílico (biodiesel). Finalmente, por cada mol de triglicéridos, se obtiene teóricamente tres moles de biodiesel y uno de glicerina como subproducto. Esto se puede observar en la *Figura 1.4*.

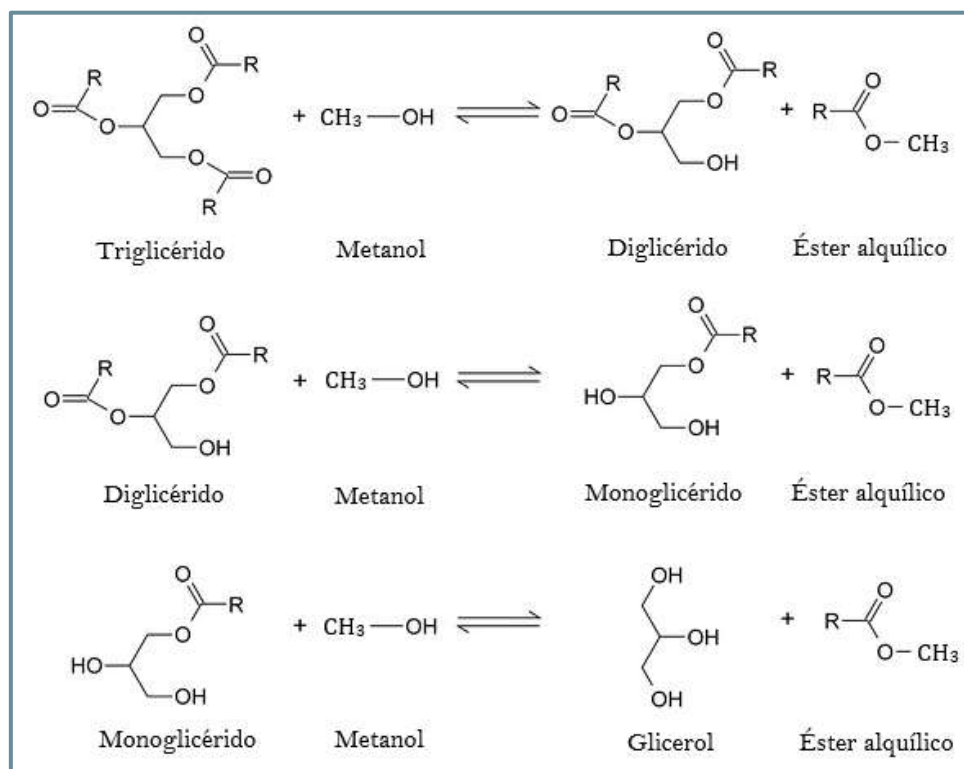


Figura 1.4. Reacción de transesterificación en tres etapas.

1.3.3. Purificación de productos

Después de la reacción, el biodiesel crudo contiene una cantidad considerable de alquil-ésteres e impurezas como glicéridos, catalizador, agua, metanol y glicerol, los cuales deben ser eliminados en etapas posteriores de purificación para su comercialización. Asimismo, el glicerol crudo contiene aproximadamente entre un 50% y un 70% de glicerol puro, y para que pueda ser distribuida como glicerina grado técnico o USP, es necesario someterlo a procesos de refinación.

En el apartado 2.7 se detallarán los procesos implicados en esta etapa.

1.4. Composición de los aceites

Los aceites vegetales son compuestos orgánicos obtenidos a partir de semillas o frutos oleaginosos en cuyos tejidos se acumulan como fuente de energía. Todas las semillas y frutos contienen aceite, pero sólo los oleaginosos sirven para la producción industrial.

1.4.1. Ácidos grasos

Los ácidos grasos son cadenas de hidrocarburos que contienen un metil (CH₃-) y un carboxil (-COOH) al final. Son generalmente de cadena lineal y tienen un número par de átomos de carbono. Varían en función de la longitud de su cadena y del grado de saturación. Según su estructura química se pueden clasificar en tres grupos: saturados, monoinsaturados y poliinsaturados.

Ácidos grasos saturados:

La longitud de la cadena va desde los cuatro carbonos a los treinta y cinco. Los principales ácidos grasos saturados son el ácido láurico, el mirístico, el palmítico y el esteárico. Dada su estructura, los ácidos grasos saturados son sustancias extremadamente estables desde el punto de vista químico.

Ácidos grasos monoinsaturados:

Poseen en su cadena un doble enlace o insaturación. El principal ácido graso monoinsaturado es el ácido oleico.

Ácidos grasos poliinsaturados:

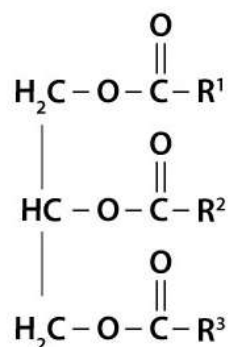
Los ácidos grasos poliinsaturados tienen en la cadena dobles enlaces, en un número que va de 2 a 6. Los dobles enlaces se encuentran separados por un carbono, es decir, formando un sistema dieno no conjugado. Los ácidos grasos poliinsaturados son fácilmente oxidables, tanto más cuanto mayor sea el número de dobles enlaces. A partir de tres insaturaciones, son más inestables. Los principales son el ácido linoleico y el ácido linolénico.^[1.7]

1.4.2. Triglicéridos

Los aceites y grasas vegetales están compuestos principalmente por moléculas denominadas triglicéridos, que son ésteres de tres ácidos grasos unidos a un glicerol. Se caracterizan por ser insolubles en agua y solubles en solventes orgánicos no polares.

El glicerol es un alcohol con tres grupos hidroxilos (-OH) que se puede combinar hasta con tres ácidos grasos para formar monoglicéridos, diglicéridos, y triglicéridos.^[1.8]

Los triglicéridos no siempre se forman con cadenas hidrocarbonadas idénticas. Pueden estar compuestos hasta por tres ácidos grasos diferentes como se muestra a continuación:



1.4.3. Ácidos grasos libres

Estos ácidos no se encuentran formando triglicéridos y su contenido da una estimación de la calidad del aceite. Se miden mediante un índice de ácidos grasos libres; un valor elevado muestra el alto grado de hidrólisis que ha liberado a los ácidos grasos de su enlace éster con la molécula de glicérido original.

Este índice es importante para el proceso de la reacción de transesterificación, debido a que los ácidos grasos reaccionan con el catalizador de la transesterificación dando lugar a la saponificación (jabones), y en consecuencia a la disminución del rendimiento de la producción de biodiesel.

1.5. Materia Prima

El eslabón principal de todo proceso productivo es la materia prima, por lo que analizar sus propiedades permite un mejor entendimiento de sus virtudes y limitaciones. Cuando esta materia prima proviene de la reutilización de desechos, surgen interrogantes sobre sus beneficios y posibles desventajas.

1.5.1. Aceite de soja

El aceite de soja es un aceite vegetal que procede del prensado de la soja. Esta materia prima es abundante en ácidos grasos poliinsaturados y se caracteriza por poseer moléculas de cadena larga de 13 a 16 enlaces.

Argentina cuenta con 47 fábricas productoras de aceite de soja y las principales provincias productoras son Santa Fe, Córdoba y Buenos Aires. Aunque, cabe destacar que la mayor actividad industrial se localiza en la zona de Rosario, provincia de Santa Fe, debido a su alta capacidad productiva.^[1.9]

En la *Figura 1.5* se pueden observar de color celeste los sectores donde se encuentran los cultivos de soja y los puntos de color naranja que representan las industrias aceiteras. Puede verse que, como se dijo anteriormente, la mayoría predomina en la provincia de Santa Fe.^[1.10]

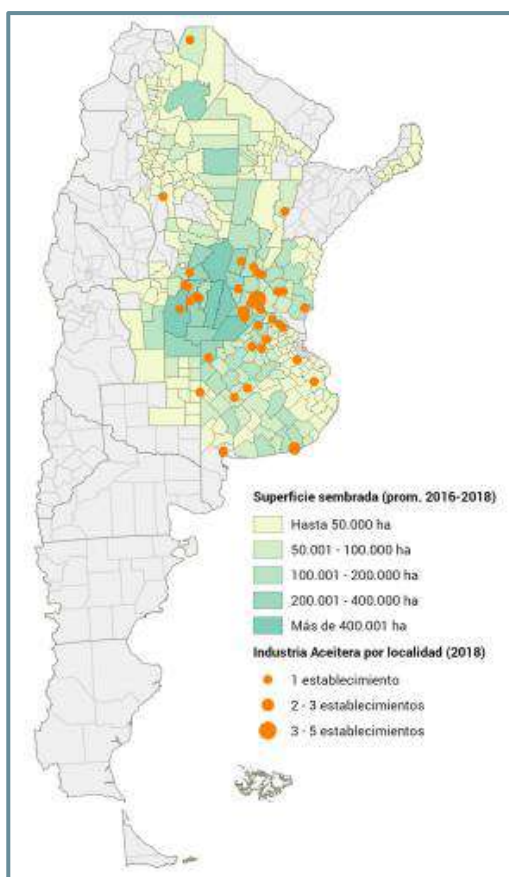


Figura 1.5. Localización de la producción de soja y establecimientos industriales.

Cabe destacar que más del 60% de la producción de aceite de soja se destina a la exportación, mientras que el resto se utiliza en la producción de biodiesel y en procesos de refinación, tanto para consumo doméstico como para otras industrias.

1.5.1.1. Ventajas de producir biodiesel a partir de aceite de soja

- Es una fuente renovable de energía que proviene de un cultivo competitivo.
- Es un biocombustible de emisiones neutras, ya que el carbono liberado durante la combustión se equilibra con el absorbido por los cultivos. ^[1.11]
- Es una fuente de energía que no depende de la importación dado a que proviene de la producción nacional.
- En Argentina, el cultivo de soja representa más de un 50% del total de siembra.

1.5.1.2. Composición del aceite de soja

En la *Tabla 1.2* se enlistan los porcentajes de triglicéridos y demás compuestos que se encuentran presentes en el aceite de soja. ^[1.12; 1.13]

Tabla 1.2. Composición del aceite de soja.

| Compuestos | Porcentaje |
|----------------------|------------|
| Triglicéridos | 99,49 % |
| Ácidos grasos libres | 0,36 % |
| Agua | 0,15 % |

Por otro lado, en la *Tabla 1.3* se muestran los porcentajes de ácidos grasos que componen el aceite de soja, que se caracteriza por una alta proporción de ácido linoleico y ácido oleico.^[1.14]

Tabla 1.3. Contenido de ácidos grasos en el aceite de soja.

| Compuestos | Porcentaje |
|------------------|------------|
| Ácido Linoleico | 52,5 % |
| Ácido Oleico | 22,0 % |
| Ácido Palmítico | 8,5 % |
| Ácido Linolénico | 8,0 % |
| Ácido Esteárico | 6,0 % |
| Otros | 3,0 % |

1.5.2. Aceite Vegetal Usado (AVU)

El Aceite Vegetal Usado (AVU) hace referencia a cualquier aceite que proviene de actividades de cocción o fritura de alimentos, lo que lo hace inapropiado para el consumo humano debido a cambios en su composición fisicoquímica.^[1.15]

Los principales generadores de AVU son los comedores industriales y de hoteles, restaurantes de comidas rápidas, supermercados con elaboración propia de comidas preparadas, establecimientos alimenticios en cuyos procesos se elaboren alimentos con fritura, rotiserías, entre otros.

Para poder ser utilizado, el AVU es recolectado y almacenado en recipientes, donde se produce un proceso de decantación. Luego, es necesario realizar un filtrado para retener las mayores impurezas sólidas del aceite y así, poder ser usado en el proceso de producción de biodiesel.

1.5.2.1. Composición del aceite vegetal usado

En lo que respecta al aceite vegetal usado, se considera que el mismo es alto oleico para simplificación del problema. En la *Tabla 1.4* se muestran los porcentajes de ácidos grasos que presenta el aceite de girasol usado donde se observa que su mayoría corresponde al ácido oleico con un 85,02%.

Tabla 1.4. Contenido de ácidos grasos en el aceite vegetal usado.

| Compuestos | Porcentaje |
|------------------|------------|
| Ácido Oleico | 85,02 % |
| Ácido Esteárico | 4,44 % |
| Ácido Palmítico | 3,79 % |
| Ácido Linoleico | 3,71 % |
| Ácido Behénico | 1,03 % |
| Ácido Gadoleico | 0,99 % |
| Ácido Mirístico | 0,82 % |
| Ácido Linolénico | 0,20 % |

Es importante señalar que, tras una amplia investigación sobre el contenido de ácidos grasos libres (AGL), se ha considerado el peor escenario, en el cual el contenido de AGL es aproximadamente del 4%, mientras que el de agua es del 1,173%. Este último porcentaje es superior al del aceite de soja por el agua presente en los alimentos, que, junto con las altas temperaturas de cocción, acelera la hidrólisis de los triglicéridos, aumentando también el contenido de ácidos grasos libres.^[1.3;1.16;1.17;1.18]

Se considera la posibilidad de reducir los costos de la materia prima al incorporar el AVU, aprovechando su menor costo en comparación con el aceite virgen. No obstante, es crucial tener en cuenta que la fracción de este aceite necesitará un tratamiento previo, lo que conllevará costos adicionales.

Por lo tanto, se ha tomado la decisión de emplear una combinación de un 15% de AVU y un 85% de aceite de soja como materia prima para la producción de biodiesel. Esta elección busca aprovechar las ventajas económicas del aceite reciclado, al tiempo que se mantiene la estabilidad y calidad proporcionada por el aceite de soja.

1.5.3. Metanol

El metanol es un líquido ligero, incoloro, inflamable y tóxico que se emplea como anticoagulante, disolvente y combustible. Para la producción de biodiesel, reacciona con el aceite vegetal para producir los ésteres.

1.5.3.1. Usos del metanol

Dicha sustancia se emplea como:

- Materia prima en la fabricación de formaldehído.
- Anticongelante en vehículos.
- Combustible de bombonas de camping-gas.
- Disolvente de tintas, tintes, resinas y adhesivos.

1.5.4. Hidróxido de sodio

A temperatura ambiente el hidróxido de sodio es un sólido blanco cristalino inoloro que absorbe humedad del aire. Se puede encontrar de forma líquida, sólida, en escamas o cristalina, aunque generalmente se comercializa en estado líquido, para lo cual presenta una apariencia transparente e inodora.

Este mismo es un producto incompatible con el agua, los ácidos, los líquidos inflamables, los compuestos orgánicos halogenados y los ambientes pulverulentos. Se debe evitar el contacto con metales como aluminio, magnesio, estaño y zinc, ya que se puede formar hidrógeno. En solución, puede ser almacenada con otras bases de características similares. Tanto el equipo de almacenamiento como los dispositivos para dosificar la solución deben ser especiales y herméticos, utilizando materiales como acero inoxidable y/o teflón que ofrecen alta resistencia a la corrosión.

1.5.4.1. Usos del hidróxido de sodio

- Producción de productos de limpieza y desinfectantes.
- Fabricación de medicamentos y productos farmacéuticos.
- Tratamiento de agua.
- Fabricación industrial: licra, explosivos, resina, epoxi, pinturas, entre otras.
- Como revestimiento de óxidos o en los procesos de galvanoplastia y extracción electrolítica.
- Fabricación de papel.
- En el uso de cañerías y desagües para eliminar desechos incrustados.

1.6. Productos

Todo proceso operativo se desarrolla con el objetivo de obtener productos con determinadas propiedades, de acuerdo a la demanda de los potenciales clientes o bien de las limitaciones operativas. El análisis de su composición y comportamiento químico, así como de sus aplicaciones, permite brindar productos de alta calidad buscando satisfacer las necesidades del comprador.

1.6.1. Biodiesel

El biodiesel es un biocombustible renovable que se utiliza en reemplazo parcial o total del diésel o gasoil y se obtiene a partir de aceites vegetales. En nuestro país, se produce a partir del aceite de soja.

Este mismo presenta diversas aplicaciones y entre ellas se encuentran: transporte, generación de energía, cargas electrónicas, lubricación, entre otras.

1.6.1.1. Ventajas de utilizar biodiesel

- Es un combustible limpio y asequible. Numerosos estudios indican que sus emisiones de gases de efecto invernadero son inferiores a las de otros carburantes. Instituciones como la EPA (Environmental Protection Agency) de Estados Unidos, calculan que la reducción del CO₂ oscila entre el 57% y el 86%.
- Es un combustible renovable y ecológico, al proceder de materias primas vegetales. Las especies a partir de las que se genera pueden volver a cultivarse y, en el caso del biodiesel procedente de aceites usados, permite dar una nueva vida a los desechos, potenciando así la economía circular.
- Puede utilizarse en la mayoría de los motores diésel sin necesidad de que se realicen modificaciones mecánicas importantes.
- No contiene azufre, por lo que no emite este gas de efecto invernadero durante su combustión.
- Puede producirse de forma local, sin necesidad de depender de las importaciones.
- Permite el aprovechamiento del suelo con cultivos destinados a su producción, lo que a su vez reduce la erosión y la deforestación.
- Minimiza el desgaste de los motores porque tiene un gran poder de lubricación.
- Tiene un alto punto de ignición (de aproximadamente 130°C, frente a 70°C del diésel) por lo que disminuye el peligro de explosión durante el almacenamiento y transporte.^[1.19]

1.6.1.2. Desventajas de utilizar biodiesel

- Presenta problemas de fluidez a bajas temperaturas.
- Tiene menor estabilidad a la oxidación, por lo que se desaconseja su almacenamiento por más de 6 meses.
- Tiene un poder solvente que podría degradar materiales como el caucho. A veces obliga a sustituir mangueras en el motor.
- Posee menor capacidad energética al tener menor poder calorífico.
- Reduce la cantidad de tierras disponibles para el cultivo de alimentos. En el caso de usar aceites vegetales usados, esto no ocurre.
- El efecto de los monocultivos en ecosistemas rurales equilibrados. Las grandes extensiones de monocultivos pueden tener un efecto perjudicial sobre la flora y la fauna locales.

1.6.2. Glicerol

El glicerol (C₃H₈O₃) es un alcohol que posee tres grupos hidroxilos y que es conocido comercialmente como glicerina.

Según la concentración del mismo se puede clasificar en:

- Glicerina cruda: es el producto en la corriente de salida del proceso de transesterificación y contiene una gran cantidad de metanol, agua, jabones y sales. Normalmente tiene un contenido de glicerol entre 50 y 70% en peso.
- Glicerina grado técnico: es un producto de alta pureza con la mayoría de sus contaminantes removidos. La concentración de glicerol es mayor al 85% en peso.
- Glicerina refinada o glicerina USP: es un producto de calidad farmacéutica, adecuada para usarla en alimentos, cuidado personal, cosméticos, productos farmacéuticos, entre otros. Contiene una concentración de glicerol mayor al 99%.

La glicerina cruda posee un valor muy bajo en el mercado a causa de sus impurezas, y esto continuará en la medida en que se tengan disponibles grandes cantidades de este producto no refinado. Una solución para generar valor a esta corriente es su refinación en glicerina técnica, grado alimentario o farmacéutico. Sin embargo, esta alternativa es costosa y por lo tanto casi imposible para los pequeños productores de biodiesel. En la *Figura 1.6* se muestran los volúmenes de ventas externas para la glicerina cruda y refinada.^[1,20]

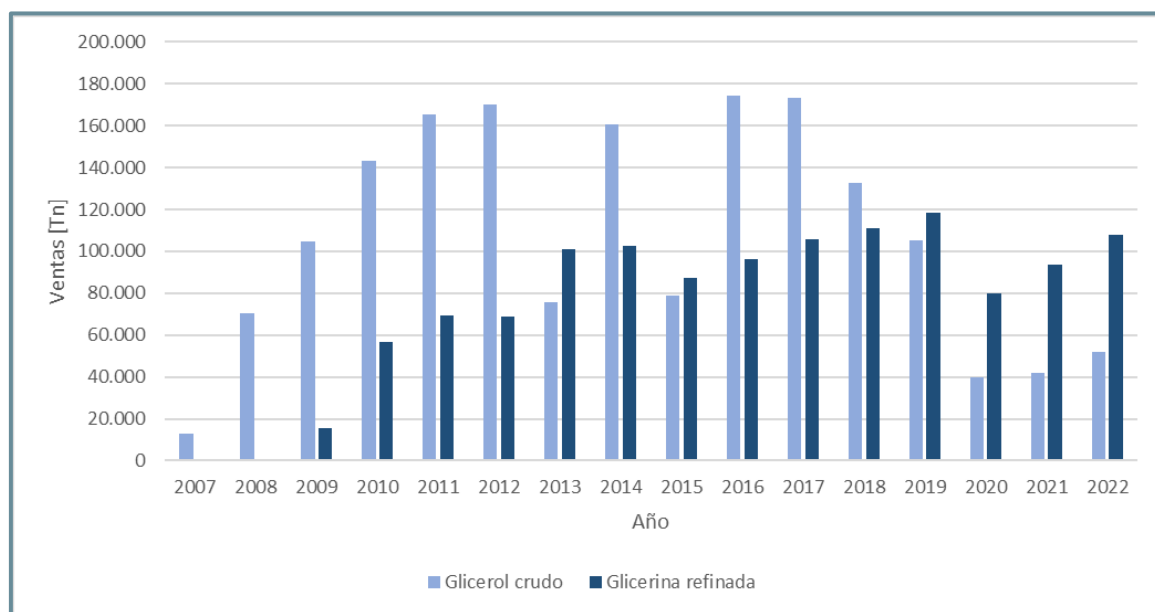


Figura 1.6. Ventas del glicerol crudo y la glicerina refinada al mercado externo.

Finalmente, se decidió purificar el glicerol y comercializarlo como glicerina refinada, tras constatar que en los últimos años las ventas de glicerina refinada han crecido considerablemente en comparación con el glicerol crudo. Es importante mencionar que en el año 2020 se registró una notable caída en las ventas como consecuencia de la pandemia de COVID-19, seguida por un incremento en los años posteriores debido a la reactivación del mercado. Además, este tipo de producto posee un valor agregado que resulta beneficioso para la empresa. Las especificaciones de calidad se encuentran detalladas en la *Tabla 1.5*.^[1,21]

Tabla 1.5. Especificaciones de calidad de la glicerina USP.

| Parámetro | Unidad | Lim máx. |
|-----------------------|--------|----------|
| Contenido de glicerol | % m/m | 99,7 |
| Contenido de humedad | % m/m | 0,3 |
| Cloruros | ppm | 10 |
| Sulfatos | ppm | 20 |
| Metales pesados | ppm | 5 |
| Componentes clorados | ppm | 30 |
| Agua | % m/m | 0,5 |

1.6.2.1. Usos de la glicerina

Dentro de los principales usos de la glicerina grado USP se encuentran la elaboración de cosméticos como, por ejemplo, jabones, que contienen entre un 8% a 15% de glicerina aproximadamente.

También se utiliza en el área de la medicina, en la elaboración de medicamentos, como excipiente o como antiséptico para prevenir infecciones en heridas. Otra aplicación es como lubricantes y humectantes oftalmológicos.

En la industria alimenticia, se utiliza para preparar extractos de té, café, jengibre y también como aditivo para mejorar la calidad del producto.

En la industria tabacalera, debido a la elevada capacidad higroscópica de la glicerina, es posible regular la humedad con el fin de eliminar el sabor desagradable e irritante del humo de tabaco.

En resumen, en la *Figura 1.7* se puede observar las distintas aplicaciones de la glicerina.^[1.21]

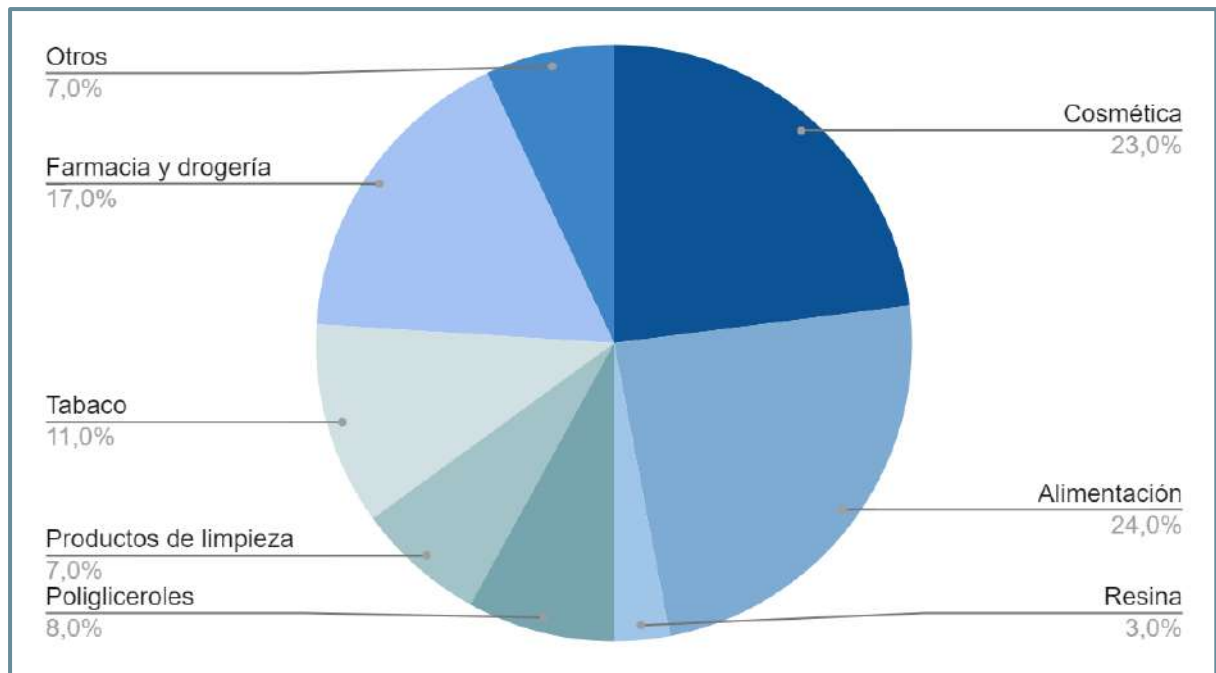


Figura 1.7. Porcentajes de las aplicaciones para la glicerina refinada.

1.7. Marco legal

Existen diferentes leyes que regulan la producción y la comercialización de biocombustibles. A continuación, se detallan las más importantes.

1.7.1. Ley Nacional 26093

Esta Ley fue sancionada el 19 de abril de 2006 y en ella se detalla el régimen de promoción para la producción y uso sustentable de biocombustibles en el territorio de la Nación Argentina.

En el art. 5 se define como biocombustibles al bioetanol, biodiesel y biogás, que se producen a partir de materias primas de origen agropecuario o agroindustrial.

Lo relativo al corte de combustibles fósiles con biodiesel se trata en el art. 7 “Establécese que todo combustible líquido caracterizado como diesel oil que se comercialice dentro del territorio nacional, deberá ser mezclado por aquellas instalaciones que hayan sido aprobadas por la autoridad de aplicación para el fin específico de realizar esta mezcla con la especie de biocombustible denominada 'biodiesel', en un porcentaje del CINCO POR CIENTO (5%) como mínimo de este último, medido sobre la cantidad total del producto final.” [1.22]

1.7.2. Ley provincial 12503, 12692 y Decreto 0158/07

La Ley Provincial N° 12503 declara de interés provincial la generación y el uso de energías alternativas a partir de la aplicación de fuentes renovables en todo el territorio de la provincia de Santa Fe.

Complementariamente la Ley Provincial N° 12692 y el Decreto N° 0158/07 disponen del Régimen Promocional Provincial para la investigación, desarrollo, generación, producción y uso de productos relacionados con las energías renovables convencionales. El presente régimen prevé los siguientes beneficios promocionales:

- Exención y/o reducción y/o diferimiento de tributos provinciales por el término de 15 años contados a partir de la puesta en marcha del proyecto respectivo. Dichos Impuestos son: Impuesto a los Ingresos Brutos, Impuesto de Sellos, Impuesto Inmobiliario y el Impuesto a la Patente Única sobre Vehículos, o a aquellos que los sustituyan en el futuro.
- El Poder Ejecutivo podrá construir infraestructura básica para acondicionamiento de áreas y firmar convenios con entidades financieras para conceder créditos con tasas de interés en condiciones preferenciales. ^[1.23]

1.7.3. Decreto 330/2022

Dicho decreto se aprobó el 16 de junio de 2022, en él se reestablece el corte obligatorio de biodiesel.

“Que, conforme a la normativa vigente dictada por la SECRETARÍA DE ENERGÍA del MINISTERIO DE ECONOMÍA, el corte obligatorio actual es de SIETE PUNTOS Y MEDIO (7,5 %) porcentuales.

Que, resulta razonable instrumentar un corte obligatorio transitorio adicional al vigente, de CINCO POR CIENTO (5 %).” ^[1.24]

Conforme a las leyes anteriormente mencionadas se adoptó, a partir de aquí en adelante, un corte obligatorio de biodiesel en combustibles fósiles del 12,5%.

1.7.4. Decreto 689/22

El biodiesel requiere una calidad establecida por el Decreto 689/22 como la necesaria para el corte con diésel. Los requerimientos en los que se basa el presente proyecto se presentan en la *Tabla 1.6.* ^[1.25]

Tabla 1.6. Especificaciones de calidad del biodiesel.

| Análisis críticos | | | | |
|------------------------------|-------------------|----------|----------|-------------|
| Parámetro | Unidad | Lim min. | Lim máx. | Ensayo |
| Contenido de ésteres | % m/m | 96,5 | - | EN 14103 |
| Densidad a 15°C | kg/m ³ | 860 | 900 | ASTM D-1296 |
| Viscosidad cinemática a 40°C | cSt | 3,5 | 5 | ASTM D-445 |
| Punto de inflamación | °C | 120 | - | ADTM D-93 |
| Contaminación total | mg/kg | - | 24 | EN 12662 |

| Análisis críticos | | | | |
|---|------------|----------|----------|-----------------|
| Parámetro | Unidad | Lim min. | Lim máx. | Ensayo |
| Cold Soak Filterability | segundos | - | Informar | ASTM D-6751-08 |
| Contenido de monoglicéridos | % m/m | - | 0,8 | |
| Contenido de diglicéridos | % m/m | - | 0,2 | |
| Contenido de triglicéridos | % m/m | - | 0,2 | |
| Contenido de agua | % m/m | - | 0,05 | ASTM D-4925 |
| Glicerina libre | % m/m | - | 0,02 | ASTM D-6584 |
| Glicerina total | % m/m | - | 0,25 | ASTM D-6584 |
| Índice de acidez | mg KOH/g | - | 0,5 | ASTM D-664 |
| Estabilidad a la oxidación a 110°C | horas | 6 | - | EN 14112 |
| Punto de enturbiamiento | °C | | Informar | ASTM D-2500 |
| Análisis estadísticos | | | | |
| Metales grupo I (Na+K) | mg/kg | - | 5 | EN 14538 |
| Metales grupo II (Ca+Mg) | mg/kg | - | 5 | EN 14538 |
| Cenizas sulfatadas | % m/m | - | 0,02 | ISO 3987 |
| Residuo carbonoso | % m/m | - | 0,05 | ASTM D-4530 |
| Corrosión a la lámina de Cobre, 3 hs a 50°C | Grados | - | 1 | ASTM D-130 |
| Fósforo | % m/m | - | 0,001 | ASTM D-4951/ICP |
| Número de Cetanos | n/a | 45 | - | ASTM D-613 |
| Azufre | % m/m | - | 0,001 | ASTM D-5453 |
| Índice de yodo | G I2/100 g | - | Informar | EN 14111 |

1.8. Estudio de mercado

1.8.1. Precios de la materia prima y productos

En la *Tabla 1.7* se muestran los precios de la materia prima a utilizar y los productos obtenidos en la producción de biodiesel. Es importante señalar que los precios han sido actualizados hasta agosto de 2024.

Tabla 1.7. Precios de los reactivos y productos.

| Compuestos | Precio [USD/TN] |
|---|-----------------|
| Aceite de soja ^[1.26] | 890,00 |
| Aceite de girasol ^[1.26] | 250,00 |
| Hidróxido de sodio ^[1.27] | 488,00 |
| Metanol ^[1.28] | 326,00 |
| Ácido fosfórico ^[1.29] | 888,00 |
| Glicerol ^[1.30] | 707,00 |
| Biodiesel (mercado interno) ^[1.31] | 1029,73 |
| Biodiesel (mercado externo) ^[1.32] | 1070,50 |

1.8.2. Ventas de biodiesel

Las principales ventas de biodiesel se producen al mercado externo, el cual comenzó a crecer entre 2008 y 2011, por consecuencia del impulso de la demanda externa en la Unión Europea. Esto mismo se lo puede observar en la *Figura 1.8* en donde se diferencian las ventas al mercado externo (con datos que van desde 2007 al 2022) y las del mercado interno (con datos desde el 2018 al 2022).

A partir de 2012 se producen dos fenómenos que cambian el rumbo de las ventas de biodiesel en Argentina; por un lado, se implementan medidas comerciales en la Unión Europea, incorporando restricciones al ingreso de biodiesel proveniente de Argentina y reduciendo, por lo tanto, la demanda externa. Por otro lado, se produce un cierre del mercado de Estados Unidos al imponer aranceles del 72% por la presunta existencia de dumping en el biodiesel argentino.

Como consecuencia de estos dos sucesos la producción de biodiesel en Argentina disminuyó.

En el año 2020 se observa una caída brusca tanto de las ventas al mercado externo como al interno, debido a la pandemia por Coronavirus. La gran mayoría de los países cerraron sus mercados y el uso de biocombustibles disminuyó drásticamente.

En los últimos años se establecieron diferentes políticas, principalmente, se aumentó el corte de los biocombustibles en el diésel para el mercado interno, lo que provocó que la producción permanezca fluctuante.

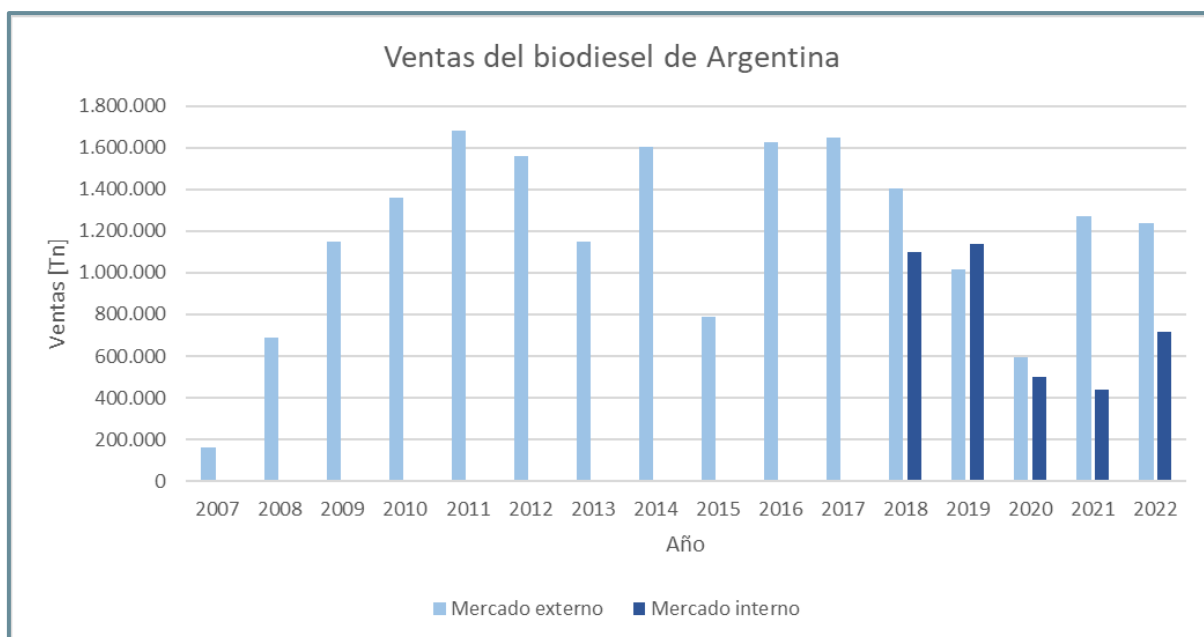


Figura 1.8. Ventas al mercado externo e interno de biodiesel. [1.20]

A continuación, en la Figura 1.9 se pueden observar los principales importadores de biodiesel argentino donde predomina Países Bajos con el 55 % y le sigue Malta con el 31,3%.

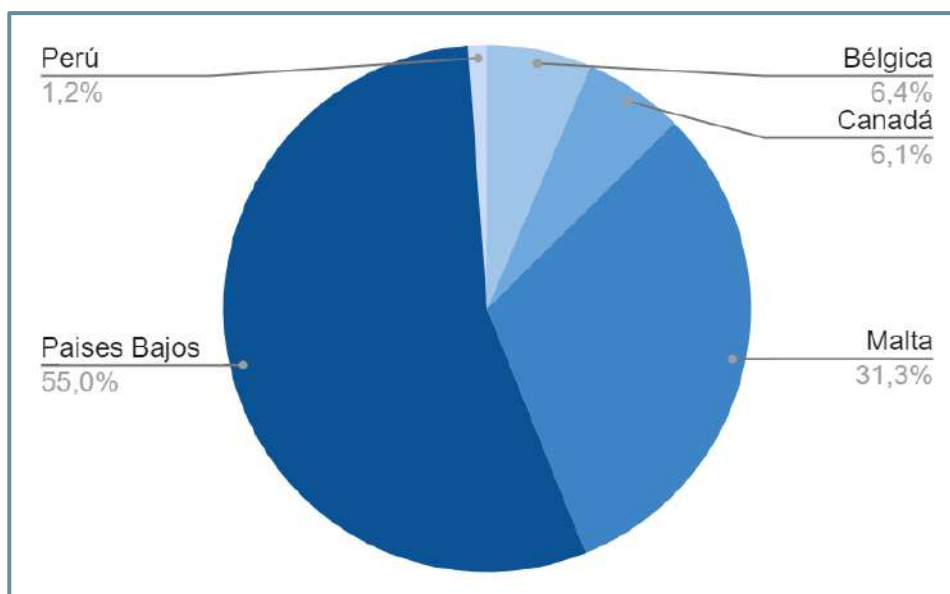


Figura 1.9. Principales importadores de biodiesel. [1.20]

1.8.3. Ventas de glicerina refinada

Según datos recopilados de diversas empresas, la mayoría suele destinar aproximadamente el 95% de su producción de glicerina refinada a la exportación, reservando el restante 5% para el mercado interno, el cual muestra una demanda satisfactoriamente cubierta. Un ejemplo destacado es la pyme Grupo Bolzán, ubicada en la provincia de Entre Ríos, especializada en el refinado de glicerina, de la cual exporta el

80%. Finalmente, se concluye que la presente planta se dedica, principalmente, a exportar la glicerina de grado USP. [1.33; 1.34]

En la *Figura 1.10* se presentan los principales importadores de glicerina refinada, destacando México con el 59,9%, seguido por Estados Unidos con el 10,2%.

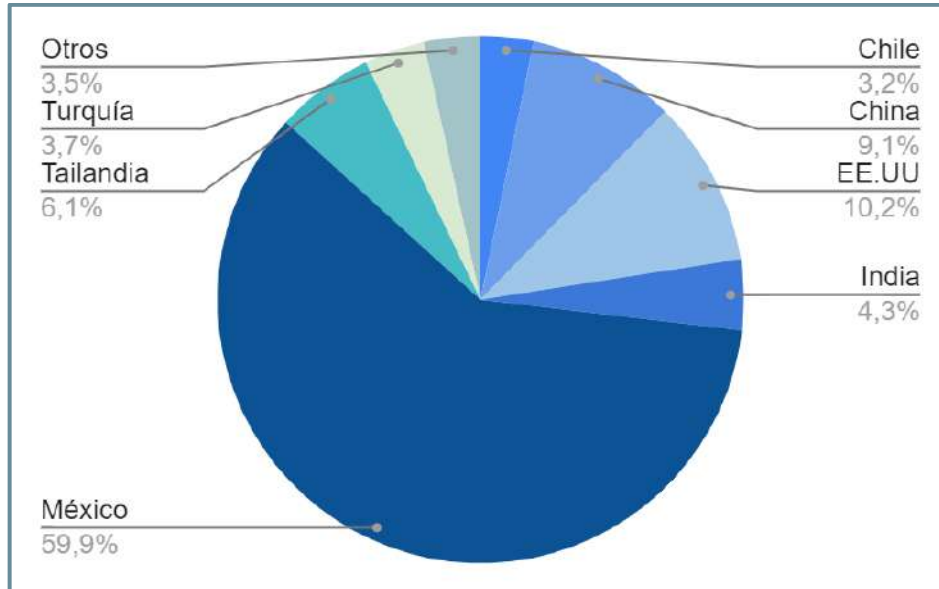


Figura 1.10. Principales importadores de la glicerina refinada. [1.20]

1.9. Capacidad de la planta

A partir de observar las ventas que se obtuvieron en el año 2022 al mercado externo e interno (*Figura 1.8*) se obtuvo la capacidad de la planta adoptando como criterio el 6% de la suma de las ventas obtenidas en ambos mercados siendo dicho valor 1.950.724 tn/año (aproximadamente dos millones). Por lo tanto, la capacidad de la planta es de 120.000 toneladas por año. Es relevante destacar que se ha determinado que el 50% de la producción se destinará al mercado interno argentino, mientras que el restante será destinado a la exportación.

A su vez, se puede clasificar el tamaño de la planta de acuerdo a su capacidad. Según la Cámara Argentina de Energías Renovables:

- Las grandes aceiteras (300.000 a 500.000 tn/año): El grupo más exitoso ya que poseen plantas propias de biodiesel, cuentan con ubicaciones estratégicas sobre los puertos, un excelente acceso a capital de trabajo, un nivel de profesionalismo muy alto y redes internacionales de logística y producción altamente desarrolladas. Pero, por sobre todo, tienen acceso a la materia prima.
- Las independientes aceiteras grandes: conformados por plantas grandes pero que no están directamente asociadas con una aceitera, alcanzan un 25% de la capacidad actual instalada con una producción de 100.000 a 250.000 tn/año. Cuentan con inversores fuertes y plantas de excelente calidad (al igual que el primer subgrupo, típicamente de tecnología extranjera), pero presentan la desventaja de no contar con

materia prima propia, por lo que algunos han incursionado en el desarrollo de cultivos oleaginosos de segunda generación para reducir esta dependencia.

- Las independientes aceiteras chicas: corresponden a medianas y pequeñas (10.000 a 50.000 tn/año). Están fabricadas con tecnología nacional (muchas de excelente calidad), pero típicamente ubicadas lejos de los puertos o de accesos troncales a las materias primas. No cuentan con materia prima propia y, dada las dimensiones de su producción, no tienen acceso a los mercados internacionales.

Finalmente, la planta de biodiesel se clasifica como una aceitera independiente grande.

1.10. Localización de la planta

Para seleccionar la ubicación óptima de la planta se analizan los siguientes aspectos:

- El principal factor que se tiene en cuenta al ubicar una planta es la cercanía con la materia prima principal, en este caso, aceite de soja. Como se dijo con anterioridad, la mayor producción de aceite de soja tiene lugar en las provincias de Buenos Aires, Córdoba y Santa Fe.
- Al saber que gran parte del producto va dirigido al mercado externo es conveniente que la planta se encuentre allegada a un puerto para su pronta comercialización y para abaratar costos de transporte. Los principales puertos en la República Argentina se encuentran en las provincias de Buenos Aires y Santa Fe.
- Por las grandes producciones de la planta se la debe ubicar en un parque industrial con baja densidad poblacional. Además, al ubicarse en un parque industrial se cuenta con seguridad jurídica, física e industrial y con exenciones impositivas, como también con los servicios esenciales de la planta, como energía eléctrica, cloacas, suministro de agua, etc.
- Beneficios impositivos y legales que se puedan tener dependiendo de la provincia donde se encuentre establecida. Tanto la provincia de Buenos Aires como la de Santa Fe son alcanzadas por leyes de exención de impuestos a los ingresos brutos, impuesto de sellos y al impuesto inmobiliario para aquellas plantas productores de biodiesel radicadas en dichas provincias.

Después de este análisis exhaustivo, se ha tomado la decisión de ubicar la planta en la provincia de Santa Fe, específicamente en el Parque Industrial de Avellaneda. En las cercanías se encuentran empresas que comercializan aceite de soja, como por ejemplo Molinos Agro S.A.^[1.35] donde su capacidad de producción es de 59.000 toneladas. Por otro lado, existen empresas como SODIR^[1.36], encargadas de recolectar aceite vegetal usado de diversas provincias y distribuirlo a las empresas que requieran dicho aceite. Por esta razón, se ha seleccionado a este proveedor para obtener la materia prima del AVU.

En la *Figura 1.11* se puede observar la ubicación del parque industrial mencionado anteriormente junto con una de las empresas proveedoras del aceite de soja.

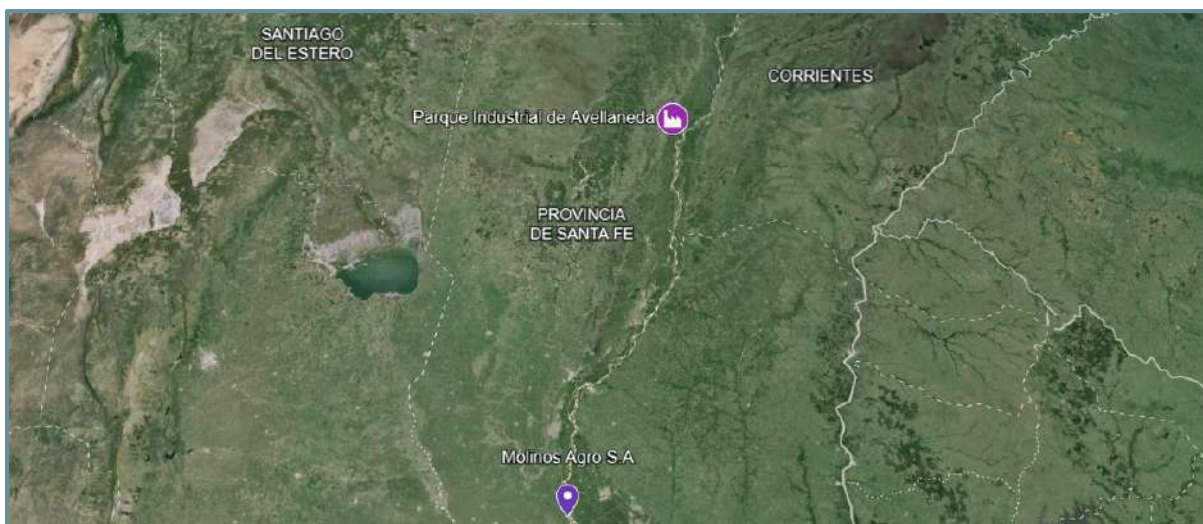


Figura 1.11. Ubicación del parque industrial y de la empresa Molino Agro S.A.

Además, en las cercanías del parque industrial se encuentra el Río Paraná y una serie de puertos internacionales (Figura 1.12) que facilitan la comercialización con el exterior, como el puerto de Reconquista, ubicado a unos 18 km aproximadamente, el cual es utilizado por empresas del mismo sector.^[1.37]

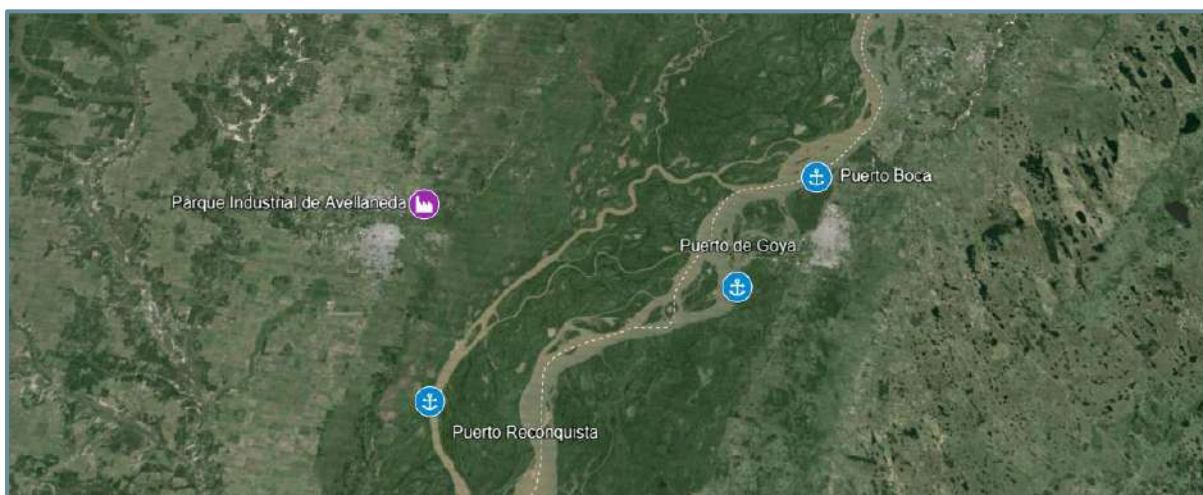


Figura 1.12. Ubicación del parque industrial y puertos internacionales.

1.11. Justificación preliminar del proyecto

El proyecto de diseño de una planta de producción de biodiesel es una propuesta viable en respuesta a múltiples factores. En primer lugar, la disponibilidad de materia prima constituye un pilar fundamental para este proyecto. Con una abundante oferta de aceites vegetales, el país se encuentra en una posición favorable para el desarrollo y la expansión de la industria del biodiesel.

Además, las leyes y regulaciones que incentivan el proyecto ofrecen un respaldo institucional significativo. En Argentina, la producción de biodiesel se ve fortalecida por la existencia de leyes que establecen el corte obligatorio de diesel con biodiesel, promoviendo su utilización y generando un mercado estable. Además, se implementan exenciones fiscales para las

industrias dedicadas a la fabricación de productos que contribuyen al cuidado del medio ambiente, lo que estimula la inversión en tecnologías sustentables, incluyendo la producción de biodiesel.

Uno de los aspectos más destacados del biodiesel es su impacto ambiental positivo, derivado de la reutilización de aceites vegetales usados. Al reciclar estos residuos, no solo se reduce la contaminación ambiental, sino que también se contribuye a la economía circular y se minimiza la dependencia de los combustibles fósiles.

La ubicación estratégica del país, con una amplia red de puertos y una gran cantidad de importadores interesados en el producto, ofrece una oportunidad única para la exportación de biodiesel.

Finalmente, la presencia de numerosos parques industriales en todo el país ofrece un entorno favorable para el establecimiento de plantas de producción de biodiesel. Estas áreas industriales no solo proporcionan la infraestructura necesaria, sino que también generan empleo y promueven el desarrollo económico en las regiones donde se ubican.

1.12. Bibliografía capítulo 1

1.1. Hermoso, C. y Briceño, A. "Optimización de la etapa de esterificación para la producción de biodiesel a partir de aceites vegetales usados". Universidad Rafael Urdaneta. Venezuela. 2015. Recuperado de: <https://documentos.uru.edu/pdf/2101-15-09007.pdf>

1.2. Castañeda, J. "Producción y evaluación de biodiesel a partir de aceite de girasol (*Heliantus annuus*) de desecho del comedor estudiantil de Zamorano". Universidad de Zamorano. Honduras. 2006. Recuperado de: <https://bdigital.zamorano.edu/server/api/core/bitstreams/017559f8-430d-4596-bbef-ac1326ae1bbb/content>

1.3. Ing. Arley R. y Rodríguez A. "Obtención de biodiesel a partir de mezclas de aceite usado de cocida y aceite de palma". 2014. Recuperado de: <https://repository.usta.edu.co/bitstream/handle/11634/717/Obtencion%20de%20biodiesel%20a%20partir%20de%20mezclas%20de%20aceite%20usado%20de%20cocina%20y%20aceite%20de%20palm.pdf?sequence=1>

1.4. Dimian, A. y Bildea, C. "Chemical Process Design Computer-Aided Case Studies". 2008. WILEY-VCH.

1.5. Universidad de Palermo. "Conferencia sobre biocombustibles Steinberg". 2008. Recuperado de: https://www.palermo.edu/economicas/pdf_economicas/Presentacion_biocom_Steinberg.pdf

1.6. Tejada, C., Tejada, L., Villabona, A. y Monroy, L. "Obtención de biodiesel a partir de diferentes tipos de grasa residual de origen animal". 2013. Recuperado de: <http://www.scielo.org.co/pdf/luaz/n36/n36a02.pdf>

- 1.7. Calvo, M. "Ácidos Grasos". Bioquímica de los Alimentos. Recuperado de: <http://milksci.unizar.es/bioquimica/temas/lipidos/acidosgrasos.html>
- 1.8. Portal Académico - Química 2. "Triglicéridos". Recuperado de: <https://e1.portalacademico.cch.unam.mx/alumno/quimica2/unidad2/grasas/trigliceridos>
- 1.9. Franco D. "Análisis de Cadena Alimenticia – Aceite de soja". Recuperado de: https://alimentosargentinos.magyp.gob.ar/HomeAlimentos/Aceites%20y%20Oleaginosas/productos/Soja/2005/aceite_soja.htm
- 1.10. Ministerio de Hacienda Presidencia de la Nación. "Informes de cadenas de valor, Oleaginosas: soja - septiembre 2019". 2019.
- 1.11. AgroSpray. "Biodiesel de soja: Descubre su aporte a la sustentabilidad y al balance energético". Recuperado de: <https://agrospray.com.ar/blog/biodiesel-de-soja>
- 1.12. Jung, M., Yoon, S. y Min, D. "Effects of Processing Steps on the Contents of Minor Compounds and Oxidation of Soybean Oil". The Ohio State University. Estados Unidos. 1989. Recuperado de: <https://sci-hub.se/https://doi.org/10.1007/BF02661798>
- 1.13. Cámara industrial de extrusado y prensado de Santa Fe (CIDEP). "Calidad". Argentina. Recuperado de: <https://www.cidepsantafe.com.ar/calidad/>
- 1.14. Cailá & Parés. "Aceite de soja". España. Recuperado de: <https://cailapares.com/aceite-de-soja/>
- 1.15. Gobierno de Argentina. "Artículo 2 – Ordenanza Nº 2617/12". Recuperado de: https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/1148_las_flores_2617-12_acopio_aceite_vegetal_usado.pdf
- 1.16. Villadiego, M., Roa, Y. y Benítez, L. "Esterificación y transesterificación de aceites residuales para obtener biodiesel". Universidad de Cartagena. Colombia. 2015. Recuperado de: http://www.scielo.org.co/scielo.php?pid=S1909-24742015000100003&script=sci_arttext
- 1.17. Bouaid, A., Vázquez, R., Martínez, M. y Aracil, J. "Effect of free fatty acids contents on biodiesel quality. Pilot plant studies". Universidad Complutense de Madrid. España. 2016. Recuperado de: <https://sci-hub.se/https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.01.018>
- 1.18. Pisarello, M. "Producción de biodiesel: equilibrio fisicoquímico y cinética de esterificación y transesterificación con diferentes catalizadores y alcoholes". Universidad Nacional del Litoral. Argentina. Recuperado de: <http://bibliotecavirtual.unl.edu.ar:8080/bitstream/handle/11185/291/tesis.pdf>
- 1.19. Repsol. "¿Qué es el biodiesel?". Recuperado de: <https://www.repsol.com/es/energia-futuro/transicion-energetica/biodiesel/index.cshtml>
- 1.20. Ministerio de Agricultura, Ganadería y Pesca. "Informe Biocombustibles noviembre 2023, coordinación de Bioenergía". 2023. Recuperado de:

[https://www.magyp.gob.ar/sitio/areas/bioenergia/informes/ archivos//000007 Informes%20Biocombustibles%202023/231100 Informe%20Biocombustibles%20\(Noviembre%202023\).pdf](https://www.magyp.gob.ar/sitio/areas/bioenergia/informes/ archivos//000007 Informes%20Biocombustibles%202023/231100 Informe%20Biocombustibles%20(Noviembre%202023).pdf)

1.21. Perez, L. y Redondo, R. "Producción de Glicerina USP". Universidad Tecnológica Nacional. Argentina. 2014. Recuperado de:

<https://ria.utn.edu.ar/xmlui/bitstream/handle/20.500.12272/6605/Proyecto%20Final%20%28Glicerina%20USP%29.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

1.22. Gobierno de Argentina. "Ley Nacional 26093". Recuperado de:

<https://www.argentina.gob.ar/normativa/nacional/ley-26093-116299/texto>

1.23. Provincia de Santa Fe. "Ley provincial 12692-Decreto 158/07". Recuperado de:

<https://www.santafe.gob.ar/ms/generfe/wp-content/uploads/sites/23/2018/11/DECRETO-158-07-Reglamentaci%C3%B3n-Ley-12.692.pdf>

1.24. Gobierno de Argentina. "Decreto 330/2022. Combustibles". Recuperado de:

<https://www.argentina.gob.ar/normativa/nacional/decreto-330-2022-366627/texto>

1.25. Secretaría De Energía. "Decreto 689/2022". 2022. Recuperado de:

<https://www.argentina.gob.ar/normativa/nacional/resoluci%C3%B3n-689-2022-372895/texto2>

1.26. Bolsa de Cereales de Buenos Aires. Recuperado de:

<https://bolsadecereales.com/precios-max-min>

1.27. Precio de Hidróxido de Sodio. Recuperado de:

<https://zhongtai-group.en.made-in-china.com/product/COFtNHikcvUy/China-Zhongtai-Chemical-China-Caustic-Soda-98-.html>

1.28. Precio del Metanol. Recuperado de:

<https://es.investing.com/commodities/methanol-t2-fob-rdam-icis-futures-historical-data>

1.29. Alibaba. Precio de Ácido Fosfórico. Recuperado de: [https://spanish.alibaba.com/p-detail/Factory-](https://spanish.alibaba.com/p-detail/Factory-1600526104768.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_title.798269e06l5Zal&s=p)

[1600526104768.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_title.798269e06l5Zal&s=p](https://spanish.alibaba.com/p-detail/Factory-1600526104768.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_title.798269e06l5Zal&s=p)

1.30. Alibaba. Precio de Glicerol. Recuperado de: [https://www.alibaba.com/product-detail/Chemical-Material-USP-Bp-Ep-](https://www.alibaba.com/product-detail/Chemical-Material-USP-Bp-Ep-Refined_1601187123687.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.369513a0zY3ngF)

[Refined_1601187123687.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.369513a0zY3ngF](https://www.alibaba.com/product-detail/Chemical-Material-USP-Bp-Ep-Refined_1601187123687.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.369513a0zY3ngF)

1.31. Precio de Biodiesel. Recuperado de:

https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios.php

1.32. ChemAnalyst. "Regulatory Shifts and Weather Woes: Driving Down Global Biodiesel Prices". Recuperado de:

<https://www.chemanalyst.com/NewsAndDeals/NewsDetails/regulatory-shifts-and-weather-woes-driving-down-global-biodiesel-prices-28326>

- 1.33. Orjuela, F., Papagno, S. y Roger, D. “Consumidores glicerina”. 2024. Recuperado de: <https://santafe.conicet.gov.ar/wp-content/uploads/sites/102/2023/04/230420-Informe-Final-Biorrefinerias-Santa-Fe-4copia.pdf>
- 1.34. Baldassa, E., Dealbera, G. y Intra, M. “Obtención de glicerina USP”. Universidad Tecnológica Nacional – Facultad regional Villa Maria. 2022. Recuperado de: https://ria.utn.edu.ar/xmlui/bitstream/handle/20.500.12272/6067/Obtencion%20de%20glicerina%20USP_Baldassa_Dealbera_Intra_V27.pdf?sequence=1&isAllowed=y
- 1.35. Molinos Agro. Recuperado de: <https://www.molinosagro.com.ar/quienes-somos/>
- 1.36. SODIR. Industrias recicladoras. Recuperado de: <https://sodirsrl.com.ar/servicios/>
- 1.37. Portal oficial del Estado argentino. “Pasos internacionales”. Recuperado de: <https://www.argentina.gob.ar/interior/migraciones/pasos-internacionales>



Capítulo 2

Capítulo 2

2.1. Objetivos

- Definir la tecnología de proceso.
- Delinear el diagrama de flujo de la planta.
- Definir las corrientes principales.
- Definir la capacidad instantánea de la planta.
- Calcular caudales y composiciones de corrientes principales.

2.2. Resumen Ejecutivo

La reacción para la producción de biodiesel se lleva a cabo mediante un proceso de transesterificación, empleando una catálisis básica homogénea, en la cual se utiliza hidróxido de sodio como catalizador.

En la *Tabla 2.1* se detallan las principales condiciones de reacción recopiladas en el presente capítulo, tales como presión, temperatura, velocidad de agitación, relación molar entre aceite y metanol, concentración del catalizador y el rendimiento esperado de la reacción.

Tabla 2.1. Condiciones de reacción.

| | |
|------------------------------|---------|
| Temperatura | 60 ° C |
| Presión | 1 atm |
| Relación metanol:aceite | 6:1 |
| Concentración de catalizador | 1 % p/p |
| Agitación | 600 rpm |
| Rendimiento | 87,4% |

De manera general, el proceso de producción de biodiesel comienza con un pretratamiento del aceite de girasol para eliminar los ácidos grasos libres, que pueden interferir en la reacción. La corriente purificada se combina con el aceite de soja y se introduce en un primer reactor del tipo tanque agitado, junto con hidróxido de sodio y metanol en una relación molar de 6:1 respecto al aceite.

A la salida del reactor, se lleva a cabo una separación intermedia del glicerol, mientras que la mezcla de aceite no reaccionado, biodiesel y parte del metanol se dirige a un segundo reactor. Finalmente, la corriente resultante se somete a los procesos de purificación necesarios para alcanzar la calidad deseada en los productos. Además, el proceso incluye un reciclo del metanol no reaccionado para maximizar su aprovechamiento.

Por otro lado, la capacidad instantánea, fundamental para el diseño de equipos fue fijada en 150.000 tn biodiesel/año.

Finalmente, en la *Tabla 2.2* se presentan los balances globales de la planta de producción de biodiesel, basados en la capacidad instantánea y nominal.

Tabla 2.2. Balances de masa globales.

| Con caudal nominal [kg/h] | | | |
|-------------------------------|-----------------|--------------|-----------------|
| Entradas | | Salidas | |
| AVU F2 | 2431,26 | S7 | 4146,90 |
| AS F3 | 12929,01 | P6 | 13700,47 |
| Metanol | 1437,44 | P7 | 1594,12 |
| Agua | 4149,80 | S5 | 1380,17 |
| | | P2 | 125,97 |
| Total | 20947,50 | Total | 20947,62 |
| Con caudal instantáneo [kg/h] | | | |
| Entradas | | Salidas | |
| AVU F2 | 3039,85 | S7 | 5184,87 |
| AS F3 | 16165,39 | P6 | 17129,97 |
| Metanol | 1800,22 | P7 | 1993,16 |
| Agua | 5188,50 | S5 | 1725,65 |
| | | P2 | 157,50 |
| Total | 26193,96 | Total | 26191,14 |

2.3. Ruta química

En esta sección se describirán los métodos para la producción de biocombustibles, los diversos catalizadores que pueden emplearse en su fabricación, la reacción principal y las posibles reacciones secundarias que se producen durante el proceso.

2.3.1. Métodos de producción de biocombustibles

Existen diversos métodos para producir biocombustibles, entre los principales se encuentran: la pirólisis, la micro emulsión y la técnica de transesterificación.

- La pirólisis es un proceso termoquímico que convierte la materia orgánica en combustible, mediante calentamiento a temperatura moderadamente alta (350-650°C) y en ausencia de oxígeno.

Generalmente, se lleva a cabo a través de una serie de reacciones en las que influye la estructura y composición de la materia prima, la tecnología utilizada, la velocidad de calentamiento, el tiempo de residencia, la velocidad de enfriamiento y la temperatura del proceso.

- El método de micro emulsificación involucra la solubilización de aceites animales o vegetales con solventes alcohólicos y tensioactivos. Este método está constituido por tres fases: la fase aceitosa, la fase acuosa y un tensoactivo.

La formación de micro emulsiones constituye una solución potencial para resolver el problema de alta viscosidad del aceite vegetal. Sin embargo, en la práctica, la utilización de esta técnica provoca obstrucciones en las boquillas del sistema de inyección, por la adherencia irregular de sedimentos, y se ha evidenciado la formación de grandes depósitos de carbono, como consecuencia de una combustión incompleta en el motor. Esto conlleva incrementos en los costos y en los tiempos necesarios para producir el biocombustible deseado con los estándares de calidad requeridos.

- La transesterificación es uno de los métodos más convenientes para la producción de biodiesel. Implica la transformación de aceite vegetal o cualquier triacilglicerol con alcohol en presencia de un catalizador que forma ésteres de alquilo (biodiesel) y glicerol.

Para llevar a cabo esta técnica se requiere una cantidad en exceso de alcohol de manera de favorecer el equilibrio hacia los productos. Varios investigadores han estudiado los procesos de síntesis de biodiesel e informaron que la más favorable es la transesterificación.

A continuación, se muestra en la *Tabla 2.3* las ventajas y desventajas de cada método.

Tabla 2.3. Ventajas y desventajas de los diferentes métodos de producción de biocombustible.

| Métodos de producción de biocombustibles | |
|--|---|
| Micro emulsiones | |
| Ventajas | - Buena pulverización durante la combustión. - Viscosidades de combustible más bajas. |
| Desventajas | - Menor número de cetano. - Bajo contenido de energía. - Problemas de utilización en motores: combustión incompleta, formación de depósitos de carbón pesados y aumento de la lubricación del aceite. |
| Pirólisis | |

| | |
|----------------------------|---|
| Ventajas | - Químicamente similar a los derivados de petróleo, gasolina y diésel. |
| Desventajas | - Uso intensivo de energía durante el proceso. |
| Transesterificación | |
| Ventajas | - Mayor número de cetano. - Menos emisiones. - Alta eficiencia de combustión. |
| Desventajas | - Eliminación de subproductos (glicerina y aguas residuales). |

Es crucial mencionar que los dos primeros métodos no generan ésteres, por lo cual el método seleccionado para la investigación es la transesterificación.^[2.1; 2.2; 2.3]

2.3.2. Catalizador

Se ha investigado que la producción de biodiesel puede realizarse utilizando diferentes tipos de catalizadores. Estos catalizadores se utilizan para llevar a cabo las reacciones químicas de transesterificación, las cuales convierten los aceites vegetales en biodiesel y glicerol, a una velocidad adecuada para cumplir con los estándares de la industria.

2.3.2.1. Catálisis homogénea

Catalizadores ácidos homogéneos

Entre los catalizadores homogéneos ácidos más utilizados se encuentran el ácido sulfúrico, el ácido clorhídrico, el trifluoruro de boro y el ácido fosfórico.

La utilización de este tipo de catalizadores proporciona altos rendimientos de reacción, sin embargo, su uso provoca corrosión a los equipos implicados en el proceso, además de que son más lentos que los catalizadores básicos y requieren mayor temperatura de reacción (superior a 100°C).^[2.4; 2.5]

Catalizadores básicos homogéneos

El método de catálisis básica consiste en disolver el catalizador en alcohol para formar un alcóxido. Posteriormente, se transfiere al reactor donde se encuentra la mezcla de aceite de soja y de girasol usado y ocurre la transesterificación. Los principales catalizadores de carácter básico son el hidróxido de sodio o de potasio y los carbonatos.

Los catalizadores básicos homogéneos proporcionan velocidades de reacción mayores que las obtenidas por catalizadores ácidos, a temperaturas relativamente bajas (entre 40 y 75°C).^[2.4; 2.5]

Se debe tener en cuenta que los procesos de separación son considerablemente costosos debido a que el catalizador se disuelve completamente en la capa de glicerina y parcialmente en el biodiesel, formando una emulsión y provocando una difícil separación del catalizador y los productos.

2.3.2.2. Catálisis heterogénea

La catálisis heterogénea surge como solución a muchos de los problemas operacionales y ambientales que presenta la producción de biodiesel convencional. Los catalizadores heterogéneos hacen más fácil la separación de los productos y pueden ser reutilizables.

Por lo general, estos catalizadores están compuestos por óxidos de metales alcalinotérreos, así como también por algunos metóxidos.^[2.4; 2.5]

Catalizadores heterogéneos ácidos

Este tipo de catalizadores son capaces de esterificar los ácidos grasos de un aceite con un gran rendimiento y, además, son indiferentes a la presencia de ácidos grasos libres. Ejemplos de este tipo de catalizador son los óxidos de metal sulfatado, el carbón amorfo sulfonatado y las resinas ácidas de intercambio iónico. Sin embargo, los catalizadores ácidos presentan actividades catalíticas débiles, ya que necesitan tiempos de reacción muy elevados y, además, requieren generalmente altas temperaturas de reacción.

Catalizadores heterogéneos básicos

Los catalizadores básicos se caracterizan por tener altas actividades catalíticas, ser anticorrosivos y presentar menos problemas de eliminación. Las principales ventajas de su uso están dadas por la facilidad de separación y de la posibilidad de modificación para dar mayor actividad catalítica y selectividad.

Se han desarrollado un gran número de catalizadores heterogéneos básicos, como los óxidos de metales alcalinos y alcalinotérreos, zeolitas, hidrocalcitas, resina de intercambio de aniones y guanidinas soportadas.

2.3.2.3. Catálisis enzimática

La catálisis enzimática se ha convertido en una opción atractiva debido a sus condiciones de funcionamiento, no tóxicas, y respetuosas al medio ambiente. Los productos obtenidos al utilizar estos catalizadores pueden ser fácilmente separados, además que las enzimas requieren menos cantidad de alcohol para llevar a cabo la reacción de transesterificación, disminuyendo el uso de solventes.

La catálisis enzimática ha surgido como una opción a considerar, debido a su carácter no tóxico y su sostenibilidad medioambiental. Los productos obtenidos mediante el

uso de estos catalizadores pueden separarse fácilmente, y las enzimas requieren una menor cantidad de alcohol para llevar a cabo la reacción de transesterificación, lo que reduce el uso de solventes.

Entre los catalizadores enzimáticos más utilizados se encuentran las lipasas, la *Candida*, el *Penicillium* y la *Pseudomona*.

No obstante, a pesar de sus ventajas, no se realiza la producción del biodiesel a escala industrial utilizando enzimas por el alto costo de los biocatalizadores y por los largos periodos de reacción que se necesitan.^[2.4;2.5]

Finalmente, se optó por elegir la catálisis básica homogénea debido a que es el método más utilizado en la industria, lo que significa que existen procesos desarrollados a gran escala en comparación con la reacción heterogénea. Además, requiere condiciones de operación moderadas, presenta altas velocidades de reacción, altas conversiones, alta disponibilidad y bajo costo de catalizadores. Por último, se seleccionó el hidróxido de sodio como catalizador debido a su facilidad de obtención y su bajo costo.

Según investigaciones previas, se ha establecido que la concentración óptima de catalizador es del 1% p/p, ya que concentraciones menores resultan en rendimientos más bajos. Asimismo, en el apartado 2.8.2 se explican las razones que justifican la elección de una relación metanol:aceite de 6:1. Considerando esta relación, se observa en la *Figura 2.1* que un incremento en la concentración de catalizador genera una disminución en la conversión. Por lo tanto, se ha decidido mantener la concentración en el 1%.^[2.6; 2.7; 2.8]

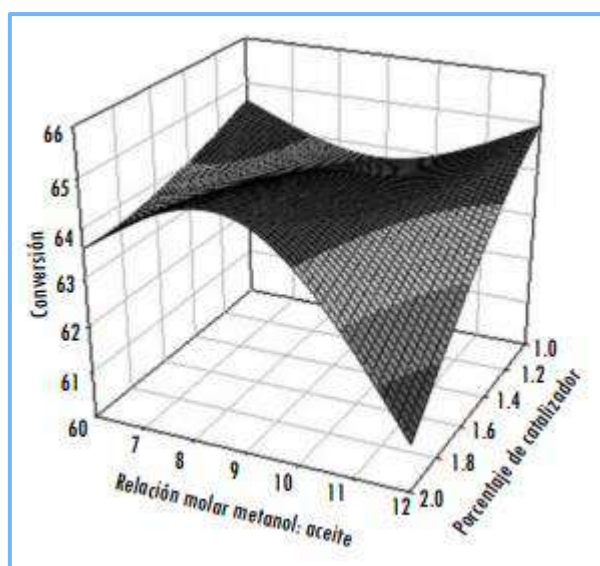


Figura 2.1. Efecto del porcentaje de catalizador sobre la conversión

2.3.3. Transesterificación

La transesterificación implica la reacción entre el aceite vegetal y el metanol en presencia de un catalizador produciendo alquil-ésteres (biodiesel) y glicerol. La reacción es reversible y se requiere una cantidad en exceso de alcohol para desplazar el equilibrio

hacia los productos. El mecanismo de reacción cuenta con tres etapas que se muestran en la *Figura 2.2*.

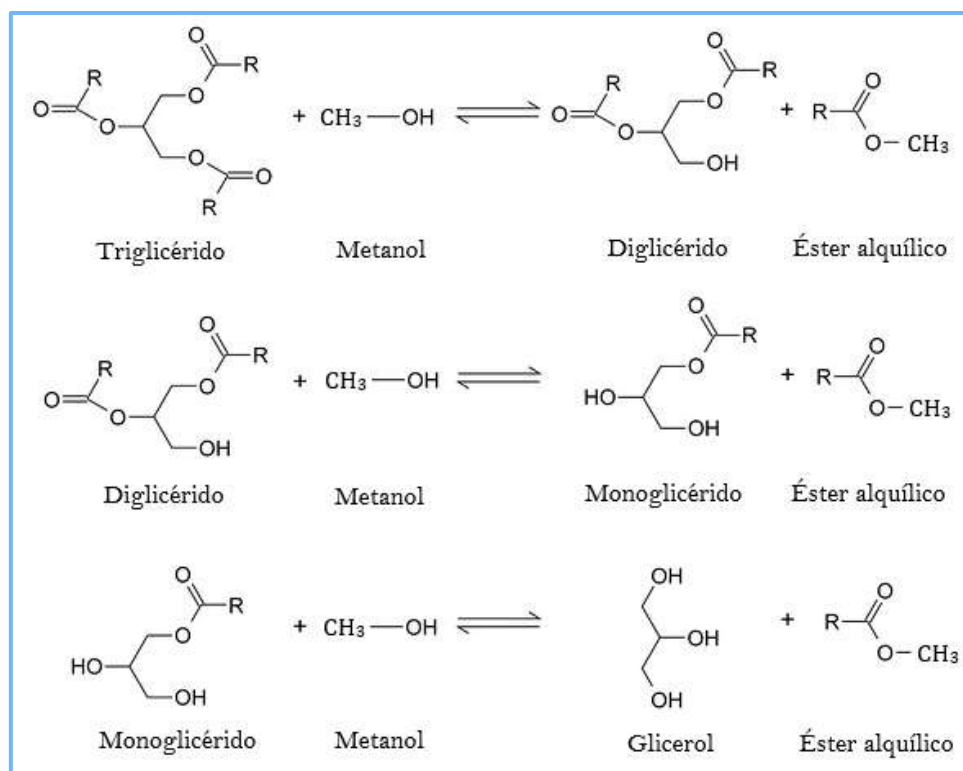


Figura 2.2. Etapas de reacción de la transesterificación.

El mecanismo de reacción consiste en un ataque nucleofílico (*Figura 2.3*) de un anión alcóxido (metóxido) al grupo carbonilo del acilglicérido, seguido de una expulsión del anión gliceróxido. La reacción que conduce a la obtención del diglicérido es el paso más lento, por lo que es la etapa limitante de la velocidad de reacción.^[2.7; 2.9]

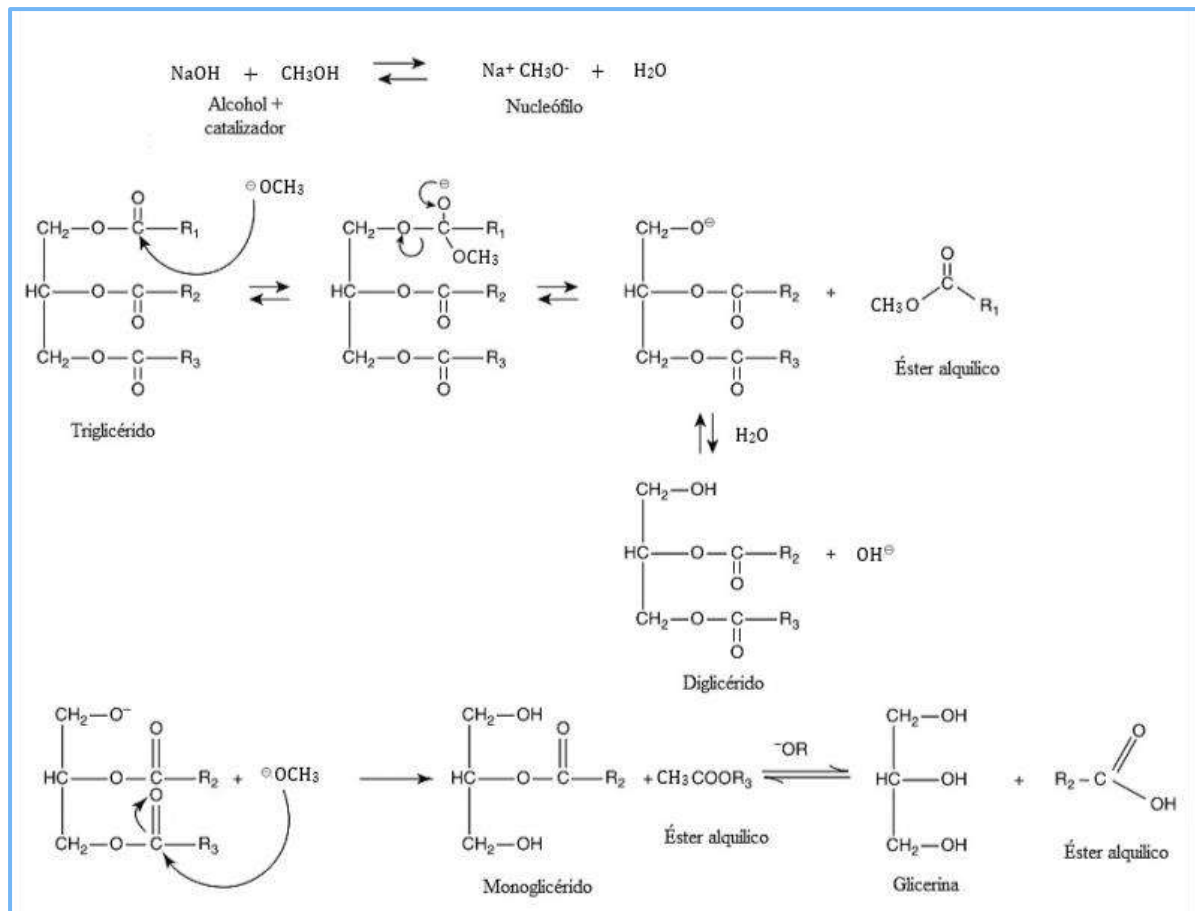


Figura 2.3. Mecanismo de reacción con catálisis básica homogénea.

2.3.4. Reacciones secundarias

El empleo de NaOH como catalizador presenta numerosas ventajas; sin embargo, incluso cuando se utiliza una mezcla libre de agua de aceite y alcohol, se genera agua en el sistema debido a la reacción del hidróxido con el metanol. Por consiguiente, además de las reacciones principales correspondientes a la transesterificación, pueden ocurrir las siguientes reacciones secundarias:

- Reacción de hidrólisis

El agua puede inducir la hidrólisis de los triglicéridos en ácidos grasos libres, los cuales no se convierten en ésteres, sino que se transforman en jabones, lo que desactiva el catalizador (Figura 2.4).

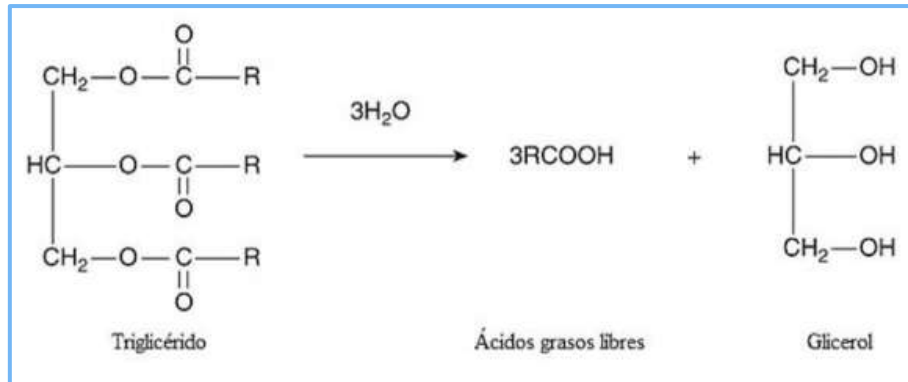


Figura 2.4. Reacción de hidrólisis de triglicéridos.

- Reacción de saponificación de los ácidos grasos libres

Se refiere a la formación de jabones a partir de los ácidos grasos libres presentes en la disolución. Esta reacción se ve favorecida cuando se utilizan aceites con un alto índice de acidez (Figura 2.5).



Figura 2.5. Reacción de saponificación de los ácidos grasos libres.

La saponificación es un proceso no deseado que disminuye el rendimiento del éster y complica notablemente la recuperación de la glicerina debido a la formación de emulsiones. Esta reacción se ve favorecida por la temperatura, la concentración de catalizador y la presencia de agua, por lo que es preferible emplear reactivos y aceites lo más secos posible.^[2.1]

A continuación, se prosigue a explicar en detalle cada etapa del proceso de producción de biodiesel.

2.4. Pretratamiento de reactivos

Inicialmente, resulta crucial someter a los aceites a un tratamiento adecuado, con el fin de prevenir la ocurrencia de reacciones secundarias no deseadas.

Como se mencionó previamente, el aceite de girasol usado se somete a un proceso de filtración. Este paso es de suma importancia para eliminar las impurezas residuales de su uso previo en la industria.

Posteriormente, este aceite filtrado se introduce en un reactor de pretratamiento debido a la presencia de ácidos grasos libres que pueden generar subproductos indeseados. Para contrarrestar este efecto, se lleva a cabo un proceso de neutralización, en el cual se añade hidróxido sódico al aceite. Esta neutralización se realiza en un reactor con un sistema de calefacción que emplea vapor a alta temperatura.

Durante este proceso, se forman gránulos de jabón en pasta que irán creciendo con el tiempo. Estos gránulos de jabón se eliminan posteriormente mediante decantadores o centrifugas, garantizando así la eliminación de los ácidos grasos libres y preparando al aceite vegetal usado para las etapas posteriores del proceso de producción de biodiesel. Posteriormente, la corriente purificada de AVU se integra con la corriente de aceite de soja.

Es importante destacar que un alto contenido de agua puede desencadenar la hidrólisis de los triglicéridos y diglicéridos, lo cual puede desactivar el catalizador y reducir su eficacia. En la *Figura 2.6* se puede observar el efecto del agua sobre los ésteres producidos; en el caso de la catálisis básica, para un contenido de agua aproximadamente inferior al 0,5%, se obtiene la cantidad de ésteres requerida por la norma.^[2.10]

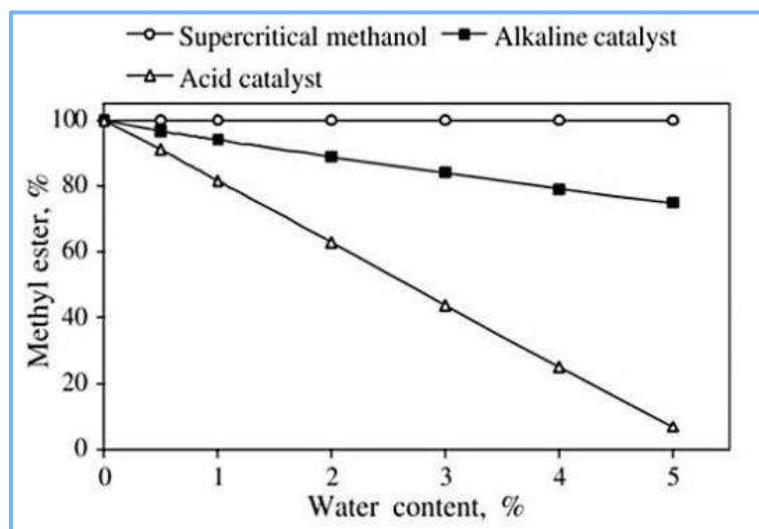


Figura 2.6. Efecto del agua sobre el porcentaje de metil esterres producidos.

Al sumar el contenido de agua del aceite de soja, que tiene un porcentaje reducido y es la corriente mayoritaria, y del aceite de girasol usado, que posee un contenido mayor proveniente de la etapa de fritura, el contenido de agua total es inferior al límite establecido previamente. Esto se demostrará en mayor detalle en la sección de pretratamiento del capítulo 4 (apartado 4.3). En consecuencia, se determinó que no es necesario realizar un tratamiento adicional para su eliminación, dado que no interfiere de manera significativa y su remoción incrementaría los costos del proceso.

Finalmente, en la *Figura 2.7* se muestra el diagrama tecnológico del sistema de pretratamiento de los aceites.

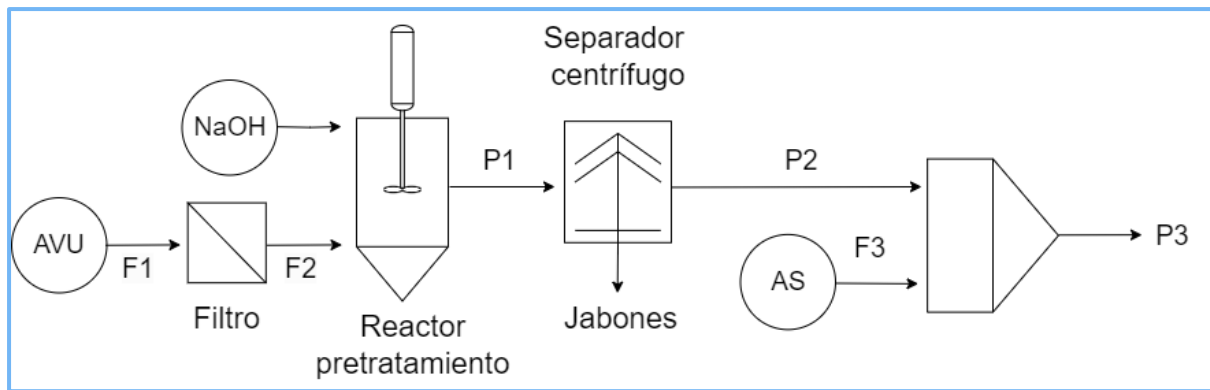


Figura 2.7. Etapa de pretratamiento.

2.5. Reactor

2.5.1. Reactor tubular

El reactor tubular consiste en tuberías a través de las cuales los reactivos ingresan, se mezclan en un determinado tiempo, ocurre la reacción y se obtienen los productos a la salida.

En un reactor tubular ideal existe una mezcla óptima entre los reactivos, y la mezcla avanza en forma de flujo pistón, por lo que la composición del fluido varía de un punto a otro a través de la dirección del flujo de dicho fluido.

En casos de fluidos de alta viscosidad, el flujo presenta desviaciones de la idealidad, provocando un flujo laminar. Para suplir esta deficiencia, se utilizan dispositivos de inyección de aditivos, mezcladores mecánicos o estáticos.

2.5.2. Reactor de membrana

Un reactor de membrana es un sistema que combina un proceso de conversión química con un proceso de separación por membrana para añadir reactivos o eliminar productos de la reacción.

Los reactores de membrana aumentan la conversión de reacciones limitadas en equilibrio mediante la eliminación de algunos productos de la corriente de reactivos a través de membranas.

Sin embargo, no es común utilizar este tipo de reactores debido a las dificultades técnicas para diseñar membranas con estabilidades altas y a los elevados costos de las mismas.

2.5.3. Reactor batch

Estos reactores funcionan por lotes y la producción se obtiene en forma discontinua. Se trata de reactores con agitación, donde pueden estar sellados o equipados con un condensador de reflujo.

En la práctica, el reactivo se introduce en tanques. Después de cierto tiempo, el contenido se retira de los tanques donde se separan los ésteres de los ácidos grasos y del glicerol. Es necesaria una agitación intensiva al principio de la reacción para obtener una buena mezcla del aceite, del catalizador y del alcohol en el reactor. Hacia el fin de la reacción, la agitación debe ser menor para permitir al glicerol separarse de la fase éster.

Los reactores discontinuos son los más flexibles y económicos. En general, se utilizan varios reactores que están equipados con sistemas de agitación de diferentes velocidades.

2.5.4. Reactor tanque agitado continuo

Es el reactor de flujo común más utilizado. Consta de una serie de reactores continuos del tipo tanque agitado. Este tipo de reactores se pueden construir de variados volúmenes para permitir mayores tiempos de residencia y lograr aumentar los rendimientos de la reacción. Además, permite la adición y extracción continua de reactivos y de productos.

Se requiere agitación continua para asegurar una temperatura y composición química constantes hasta que se complete la reacción.

Estos reactores son económicos, al tratarse de un proceso continuo se suele emplear en operaciones que implican un gran volumen y son fácilmente adaptados para fabricar otros productos de características similares, por lo que se optó por utilizar este tipo de reactor para la producción de biodiesel.^[2.3]

2.6. Etapas del proceso de reacción

Los procesos continuos de producción de biodiesel, generalmente se llevan a cabo en dos etapas. Según el rendimiento de la reacción, como se muestra en la *Tabla 2.5*, se calculó una conversión global del sistema del 86,9%. Investigaciones previas indican que la mayor producción de biodiesel ocurre en el primer reactor, por lo que, se estimó una conversión del 60% para este reactor y del 67,3% para el segundo, con respecto a la cantidad de reactivo que ingresa a cada uno.

Este sistema ofrece la posibilidad de emplear una cantidad menor de alcohol en comparación con un proceso de una sola etapa. Por lo tanto, se emplean dos reactores agitados continuos para la producción de biodiesel.

Se realiza una separación intermedia entre los reactores donde se remueve el glicerol formado para desplazar la reacción hacia los productos. La corriente de biodiesel y reactivos (triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos) entra al siguiente reactor para reaccionar con el metanol que ingresa al segundo tanque.^[2.11]

2.7. Procesos de purificación

Después de la etapa de reacción, se utiliza un extractor líquido-líquido donde se realiza un lavado con agua para separar el glicerol, el metanol y el catalizador del biodiesel y los glicéridos.^[2.12]

La corriente de glicerol, metanol y catalizador se somete a una neutralización utilizando H_3PO_4 , lo que produce, por un lado, Na_3PO_4 y, por otro lado, glicerol, agua y metanol, los cuales se enviarán a una posterior purificación.^[2.13]

2.7.1. Purificación de biodiesel

La corriente del tope de la columna de extracción líquido-líquido contiene biodiesel y glicéridos, la cual se dirige un destilador que debe operar a vacío para evitar trabajar a temperaturas por encima del punto de degradación del biodiesel, el cual es de $350^{\circ}C$. A la salida de este equipo, se obtienen los glicéridos por un lado y, por otro, el biodiesel en condiciones aptas para su comercialización.^[2.13; 2.14]

2.7.2. Purificación de glicerol

El proceso de purificación del glicerol es similar al del biodiesel. Se utiliza una columna de destilación que debe operar a vacío para trabajar con temperaturas inferiores al punto de degradación del glicerol, que es de $290^{\circ}C$. De este equipo se logra separar el metanol y el agua del glicerol, obteniendo así glicerina de grado USP.^[2.13; 2.15]

2.7.3. Recirculación de metanol

El metanol y el agua, provenientes de los procesos de recuperación de la glicerina y de purificación del metil éster, son dirigidos hacia una columna de destilación para recuperar el metanol. Este metanol recuperado será reutilizado en el proceso. Es crucial tener precaución para evitar la acumulación de agua en las corrientes de recuperación del metanol, ya que de esta manera se previene la hidrólisis de los triglicéridos y diglicéridos, como se ha mencionado en el apartado 2.3.4.

2.8. Variables del proceso

2.8.1. Temperatura

La reacción de transesterificación se lleva a cabo cerca del punto de ebullición del alcohol. A medida que aumenta la temperatura del medio de reacción, se incrementa la solubilidad del metanol en el aceite, acelerando así la velocidad de reacción.

La Universidad de Zulia ha presentado un estudio que analiza la evolución de la conversión del biodiesel en relación con la temperatura de reacción. Según muestra la *Figura 2.8*, conforme aumenta la temperatura, el porcentaje de conversión de biodiesel aumenta hasta alcanzar los $65^{\circ}C$. Posteriormente, se observa que, a temperaturas

superiores a 65 °C, la conversión prácticamente se estabiliza. Por lo tanto, se puede concluir que, a partir de esta temperatura, la conversión del biodiesel se vuelve independiente de esta variable.

Por otro lado, es importante señalar que se recomienda mantener la temperatura por debajo del punto de ebullición del alcohol para evitar su evaporación, lo cual podría formar burbujas que limiten la reacción en las interfaces alcohol/aceite/biodiesel. Dado que el metanol tiene un punto de evaporación de 65 °C a 1 atmósfera, se ha decidido trabajar a una temperatura de 60 °C, con un margen de seguridad de 5 °C. Esta elección asegura altas conversiones y minimiza los efectos adversos en la reacción.^[2.16; 2.17; 2.18]

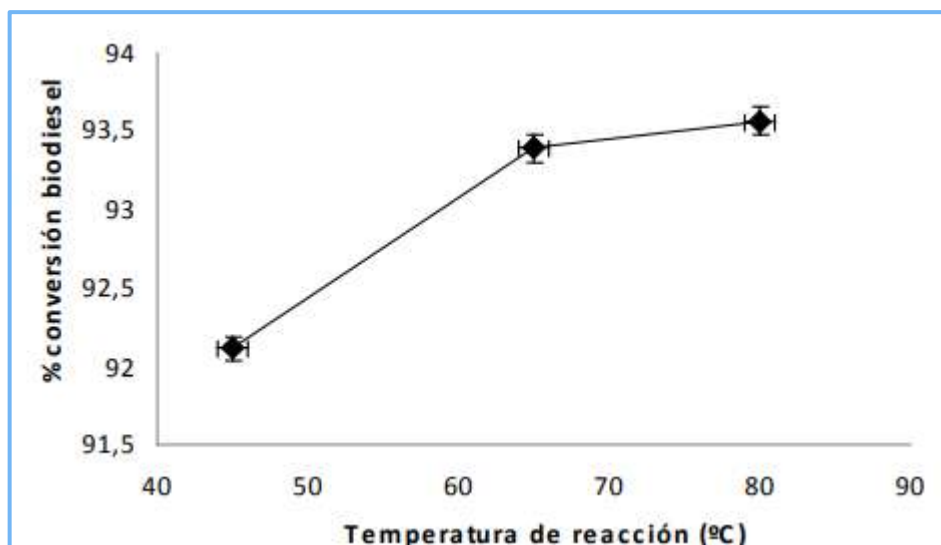


Figura 2.8. Efecto de la temperatura de reacción en la conversión a biodiesel.

2.8.2. Relación metanol: aceite

La reacción por estequiometría requiere una relación molar alcohol:aceite de 3:1 para convertir los triglicéridos a alquilesteres. Sin embargo, como la reacción es reversible, se agrega un exceso de alcohol para favorecer la formación de ésteres.

La concentración inicial de metanol debe fijarse manteniendo un compromiso entre la velocidad de difusión por la formación de dos fases de fluido y el desplazamiento de la reacción hacia la formación de biodiesel. La relación no afecta el índice de acidez o de saponificación. Sin embargo, valores elevados de la relación molar alcohol:aceite pueden interferir en la separación de la glicerina debido a un aumento en la solubilidad. Además, cuando la glicerina permanece en la solución se favorece el desplazamiento del equilibrio hacia reactivos, disminuyendo la conversión de los ésteres.

En su investigación, Sharma & Singh abordaron la búsqueda de la relación óptima en el proceso, concluyendo que superar una relación molar de metanol/aceite de 6:1 no incrementa el rendimiento del producto ni el contenido de éster, sino que complica el proceso de recuperación de éster y aumenta significativamente su costo.

Por otro lado, la Universidad de Zulia analizó el impacto del metanol en el rendimiento del producto al variar la relación metanol:aceite de 3:1 a 12:1. No se probaron relaciones molares superiores a 12 debido a informes que indican que niveles más altos de metanol afectan el rendimiento de la reacción. Esto se debe a que el metanol dificulta la separación de las fases, actuando como emulsificante, y causa una disminución en el rendimiento del biodiesel, ya que parte del glicerol puede permanecer en la fase de los ésteres metílicos.^[2.18]

El efecto de la relación molar metanol/aceite en la conversión del biodiesel se muestra en la *Figura 2.9*. Se observa que la conversión del biodiesel aumenta con el incremento de la relación molar metanol/aceite, lo cual sugiere que se inhibe efectivamente la reacción de saponificación en presencia de un exceso de metanol. Para una relación molar metanol:aceite de 12:1, no se observaron cambios significativos en la conversión.

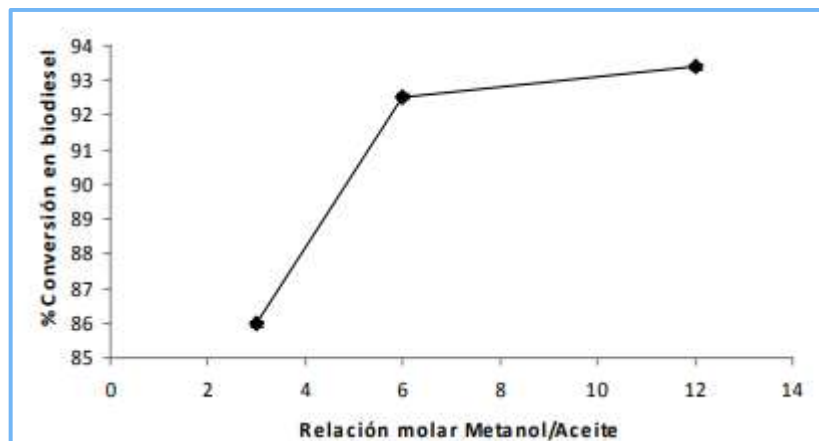


Figura 2.9. Efecto de la relación de alimentación en la conversión a biodiesel.

Finalmente, basándose en estos hallazgos, se tomó la decisión de adoptar una relación metanol:aceite de 6:1 como la más adecuada para el procedimiento.^[2.19]

2.8.3. Agitación

La agitación es necesaria para aumentar el grado de mezcla de las dos fases y aumentar la velocidad de la transesterificación.

Al inicio de la reacción, los triglicéridos y el metanol forman dos fases inmiscibles. Dado que la concentración de triglicéridos en metanol es baja, el rendimiento inicial de la reacción es bajo. Por lo tanto, en los momentos iniciales, la reacción es controlada por el mecanismo de transferencia de materia.

A medida que los triglicéridos se convierten en ésteres, disminuye la viscosidad de la mezcla de reacción, produciéndose un aumento en la velocidad. Según avanza la reacción y más ésteres alquílicos se producen, se forma una única fase. Así, los efectos de la mezcla van disminuyendo, el régimen de la reacción cambia a control cinético y la velocidad de reacción está controlada principalmente por la temperatura. Por ende,

incrementando el grado de mezcla y la temperatura se obtienen altas velocidades de reacción.

Según la bibliografía consultada, se pueden lograr altos rendimientos utilizando velocidades de agitación de 360 y 600 rpm. Esto se debe a que velocidades superiores a 360 rpm aseguran que se supere el valor mínimo del número de Reynolds de 10.000, lo cual garantiza que la transferencia de masa de los reactantes y productos no limite la velocidad de reacción. Por consiguiente, se optó por emplear una velocidad de agitación de 600 rpm, que es frecuentemente la más utilizada.^[2.19; 2.20; 2.21; 2.22; 2.23]

2.8.4. Presión

En general, las reacciones de transesterificación catalizadas en medio homogéneo básico se realizan a presión atmosférica. Además, esto genera simplificaciones en la operación y reducción de costos.^[2.24]

2.9. Condiciones de reacción

En la *Tabla 2.4* se muestran resumidas las condiciones a las que se lleva a cabo la reacción.

Tabla 2.4. Condiciones de reacción.

| | |
|--|---------|
| Temperatura | 60 °C |
| Presión | 1 atm |
| Relación metanol:aceite | 6:1 |
| Concentración de catalizador ^[2.25] | 1 % p/p |
| Agitación | 600 rpm |

2.10. Rendimiento

Se investigaron los rendimientos para la producción de biodiesel a partir de aceites de girasol usado y de soja. Se obtuvieron rendimientos de reacción para las siguientes condiciones (*Tabla 2.5*):

Tabla 2.5. Rendimientos de reacción.

| Aceite | % de NaOH (catalizador) | Temperatura | Relación molar metanol: aceite | Rendimiento |
|---------------|-------------------------|-------------|--------------------------------|---------------------------|
| Soja | 1 % p/p | 60 °C | 6:1 | 87,40 % ^[2.26] |
| Girasol usado | 1 % p/p | 60 °C | 6:1 | 87,84 % ^[2.27] |

Dado que los rendimientos son cercanos y el aceite de soja es el reactivo mayoritario, se considera un rendimiento del 87,4% para la reacción.

2.11. Capacidad de la planta

Existen dos capacidades de producción en la planta: la capacidad nominal y la instantánea.

- La capacidad nominal hace referencia a las toneladas de producto que la planta se compromete a producir en condiciones normales de operación.
- La capacidad instantánea, por otro lado, contempla posibles contingencias durante la operación normal, como paradas de planta, arranques, fluctuaciones en la producción, etc. Esta capacidad es mayor que la nominal y garantiza el nivel de producción esperado por el mercado. Se utiliza para dimensionar los equipos de la planta.

Ambas capacidades se ven relacionadas mediante la Efectividad Global del Proceso.

2.11.1. Efectividad global del proceso

Tiene en cuenta los siguientes factores:

- **Horas disponibles:** esto incluye las paradas de planta imprevistas y factores externos como cortes de energía, entre otros. Se suele considerar un porcentaje del 95%.
- **Producto conforme:** Se refiere a la relación entre el producto producido y la especificación deseada en comparación con el producto total producido. Los factores que afectan esto incluyen la calidad de las materias primas, desviaciones en los procesos, fallas en equipos, fallas en los sistemas de control, disminución en la velocidad de procesamiento, entre otros. Se estima en un 99%.
- **Performance:** Es la producción instantánea en relación con la producción estándar. Esto se ve afectado por la disponibilidad de materia prima, capacitación, fallas en equipos, desviaciones, limitaciones externas, entre otros. Su valor depende de la madurez del proceso y de la planta en particular. En este caso, se toma un valor del 85%.

Estos mismos se relacionan a partir de la siguiente expresión, donde el valor final de la efectividad global del proceso resulta ser de 0,8.

$$EGP = \text{Disponibilidad} \cdot \text{Producto conforme} \cdot \text{Performance}$$

$$EGP = 0,95 \cdot 0,99 \cdot 0,85 = 0,8$$

Finalmente, a partir de la capacidad nominal de la planta detallada en el apartado 1.9, se procede a calcular la capacidad instantánea.

Capacidad nominal de la planta:

$$W_{\text{nom}} = 120.000 \frac{\text{ton biodiesel}}{\text{año}}$$

Capacidad instantánea de la planta:

$$W_{inst} = \frac{120.000 \frac{\text{ton biodiesel}}{\text{año}}}{0,8} = 150.000 \frac{\text{ton biodiesel}}{\text{año}}$$

2.12. Diagrama del proceso

En la *Figura 2.10* se puede observar el diagrama del proceso. El mismo cuenta con un equipo de pretratamiento, dos reactores, tres purificadores, un separador y un extractor líquido - líquido.

El metanol se separa en dos corrientes que ingresan al reactor 1 y 2 de manera de obtener la relación 6:1.

Además, se presenta un reciclo de manera de poder aprovechar el metanol que no reacciona, esta corriente se mezcla con la corriente fresca y se vuelve a ingresar al primer reactor. Se considera que el destilador se comporta de manera ideal y que S6 presenta únicamente metanol.

La salida del reactor 1 ingresa a un separador, donde se obtienen los triglicéridos, diglicéridos, monoglicéridos, biodiesel y una parte del metanol en la corriente L1l que ingresa al reactor 2, mientras que el glicerol y el metanol restante se separan en la corriente L1p que será purificada en los purificadores 2 y 3.

La corriente R5 ingresa al extractor con el objetivo de obtener en la corriente E1 triglicéridos, diglicéridos, monoglicéridos y biodiesel, mientras que en la corriente E2 se encuentra agua, glicerol, metanol y una pequeña cantidad de aceite. Finalmente, los purificadores tratan estas corrientes, obteniendo los residuos y los productos conforme a las especificaciones mencionadas.

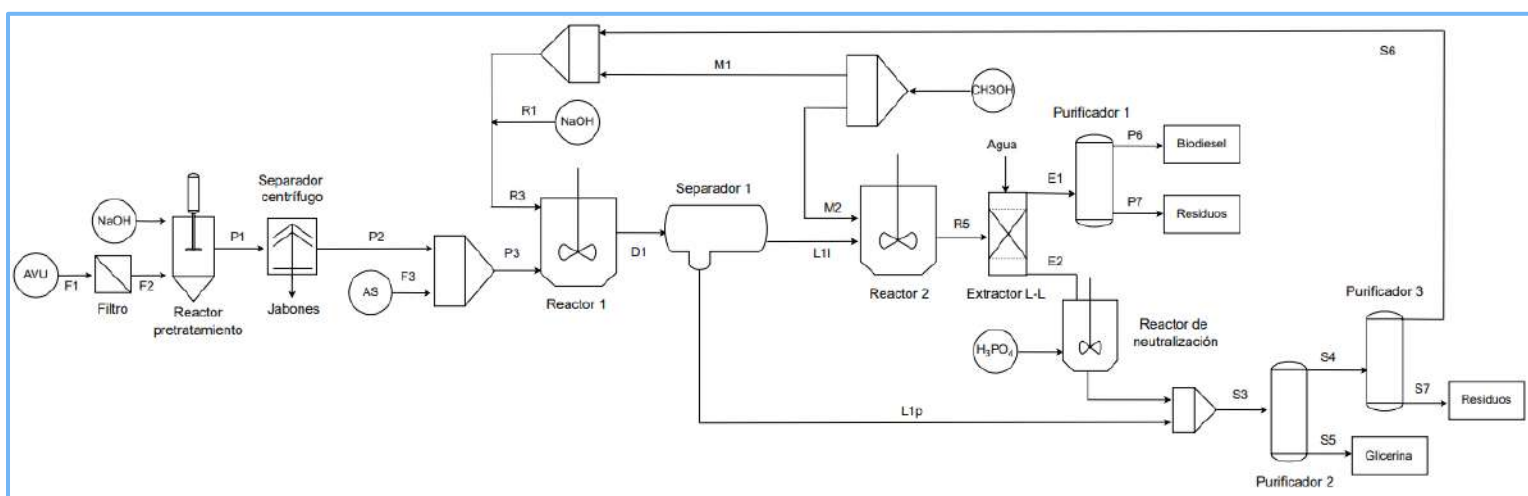


Figura 2.10. Diagrama del proceso de obtención de biodiesel.

2.13. Balances del proceso

La *Tabla 2.6* presenta los caudales másicos calculados para cada corriente utilizando el simulador Unisim Design, considerando ciertos supuestos. Se asumió que los equipos operan bajo condiciones isotérmicas y a presión atmosférica. Además, se mantuvo una relación constante de 6:1 entre el metanol y el aceite correspondiente.

Basándose en la relación estequiométrica, se determinó el flujo másico de triglicéridos necesario para alcanzar la producción deseada. Posteriormente, se obtuvieron las corrientes F3 y F1 considerando que el 85% de los triglicéridos provienen del aceite de soja y el 15% restante del aceite vegetal usado (AVU).

Como se puede ver en la *Tabla 2.6* la composición del agua es inferior a 0,005 por lo que se verifica que no es necesario introducir un equipo para eliminar el agua de las corrientes. Dado que la composición de triglicéridos en la corriente mezcla (P3) es de 99,3% se decidió considerarla como pura para la simulación con el fin de simplificarla.

Finalmente, es importante destacar que utilizando el rendimiento del sistema (87,4%), se estimó la conversión total alcanzada (86,9%). Además, se consideró que el 60% del reactivo se convierte en el primer reactor, y un 67,3% adicional en el segundo reactor, en función de la cantidad de reactivo que entra en cada uno.

Tabla 2.6. Flujos másicos obtenidos en Unisim Design.

| Nombre de corriente | Con capacidad nominal [kg/h] | Con capacidad instantánea [kg/h] |
|-----------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Pretratamiento | | |
| F2 | 2431,26 | 3039,85 |
| F3 | 12929,01 | 16165,39 |
| P1 | 2305,29 | 2882,35 |
| P2 | 125,97 | 157,50 |
| P3 | 15234,30 | 19047,74 |
| Reactor 1 | | |
| M1 | 1110,89 | 1390,62 |
| R3 | 3309,93 | 4136,94 |
| D1 | 18544,24 | 23184,70 |
| Separador 1 | | |
| L1l | 16272,49 | 20345,16 |
| L1p | 2271,75 | 2839,54 |
| Reactor 2 | | |

| | | |
|------------------------------------|----------|----------|
| R5 | 16599,04 | 20754,76 |
| M2 | 326,54 | 409,60 |
| Extractor Líquido - Líquido | | |
| Agua | 4149,80 | 5188,50 |
| E1 | 15294,59 | 19123,13 |
| E2 | 5454,25 | 6820,14 |
| Purificador 1 | | |
| P6 | 13700,47 | 17129,97 |
| P7 | 1594,12 | 1993,16 |
| Purificador 2 | | |
| S3 | 7725,99 | 9659,68 |
| S4 | 6345,83 | 7934,03 |
| S5 | 1380,17 | 1725,65 |
| Purificador 3 | | |
| S6 | 2198,93 | 2749,16 |
| S7 | 4146,90 | 5184,87 |

A continuación, en la *Tabla 2.7* se muestran las corrientes de entrada y salida total del sistema, corroborando que se verifica el balance global del proceso.

Tabla 2.7. Balances de masa globales.

| Con caudal nominal [kg/h] | | | |
|--------------------------------------|-----------------|----------------|-----------------|
| Entradas | | Salidas | |
| AVU F2 | 2431,26 | S7 | 4146,90 |
| AS F3 | 12929,01 | P6 | 13700,47 |
| Metanol | 1437,44 | P7 | 1594,12 |
| Agua | 4149,80 | S5 | 1380,17 |
| | | P2 | 125,97 |
| Total | 20947,50 | Total | 20947,62 |
| Con caudal instantáneo [kg/h] | | | |
| Entradas | | Salidas | |
| AVU F2 | 3039,85 | S7 | 5184,87 |
| AS F3 | 16165,39 | P6 | 17129,97 |
| Metanol | 1800,22 | P7 | 1993,16 |

| | | | |
|--------------|-----------------|--------------|-----------------|
| Agua | 5188,50 | S5 | 1725,65 |
| | | P2 | 157,50 |
| Total | 26193,96 | Total | 26191,14 |

2.14. Bibliografía capítulo 2

2.1. Dinis, A. y Pardal, V. “Obtención de biodiesel por transesterificación de aceites vegetales: nuevos métodos de síntesis”. Universidad de Extremadura. 2012. Recuperado de: <https://core.ac.uk/download/pdf/154167319.pdf>

2.2. Pinedo, A. “Obtención de biocarbones y biocombustibles mediante pirólisis de biomasa residual”. 2013. Universidad Nacional de Educación a Distancia. Recuperado de: https://digital.csic.es/bitstream/10261/80225/1/BIOCARBONES_CENIM_CSIC.pdf

2.3. Brahma, S., Nath, B. y Basumatary, B. “Biodiesel production from mixed oils: A sustainable approach towards industrial biofuel production”. Chemical Engineering Journal Advances 10. 2022

2.4. Cabelloa, C., Rincónb, S. y Zepeda, A. “Catalizadores heterogéneos utilizados para la obtención de biodiesel”. Universidad Autónoma de Yucatán. 2016. Recuperado de: <https://www.raco.cat/index.php/afinidad/article/download/320756/411247#:~:text=Los%20catalizadores%20b%20como%20hidr%20xido,para%20la%20producci%C3%B3n%20de%20biodiesel>

2.5. Rodríguez, J. “Análisis de sistemas catalíticos empleados en la obtención de biodiesel a partir de aceite de Jatropha Curcas. Centro de investigación en química aplicada. 2011. Recuperado de: <https://ciqa.repositorioinstitucional.mx/jspui/bitstream/1025/378/1/Juan%20Carlos%20Ortiz%20Rodriguez.pdf>

2.6. Torres, J. “Determinación de la relación entre parámetros de proceso y rendimiento de obtención de biodiesel a partir de aceites de cocina usados, con base en meta-análisis.” Universidad de la Sabana. 2014. Recuperado de: <https://core.ac.uk/download/pdf/323259308.pdf>

2.7. Torossi, F. “Reacciones en contexto: la transesterificación en la producción de biodiesel a partir de aceite de fritura usado”. Universidad Nacional de Entre Ríos. Argentina. 2006. Recuperado de: <https://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/2082917.pdf>

2.8. López, L., Bocanegra, J. y Malagón-Romero, D. “Obtención de biodiesel por transesterificación de aceite de cocina usado”. Ing. Univ. Bogotá. 2015. Recuperado de: <http://www.scielo.org.co/pdf/inun/v19n1/v19n1a08.pdf>

2.9. Alexandre, C. y Costin, S. “Chemical Process Design Computer-Aided Case Studies”. WILEY-VCH. 2008. Recuperado de:

[https://www.academia.edu/11311882/Chemical Process Design Computer Aided Case Studies](https://www.academia.edu/11311882/Chemical_Process_Design_Computer_Aided_Case_Studies)

2.10. Moros, J. y Blanco, E. "Producción de biodiesel mediante condiciones supercríticas a partir de aceite usado por la cadena de restaurantes wok". Universidad de los Andes. Colombia. 2013. Recuperado de:

<https://repositorio.uniandes.edu.co/server/api/core/bitstreams/bd2988d4-c9ea-4380-b7de-f965ce24882f/content>

2.11. Lamoureux, J. "Diseño conceptual de una planta de biodiesel". Universidad de Chile. 2007. Recuperado de: <https://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/104538/Diseno-conceptual-de-una-planta-de-biodiesel.pdf?sequence=3>

2.12. Césare, M., Castillo, L., Beteta, V., Calle, J. y León, J. "Evaluación de la purificación de biodiesel en la etapa final de producción". Revista de la Sociedad Química del Perú. Perú. 2010. Recuperado de: www.redalyc.org/pdf/3719/371937616003.pdf

2.13. West, A., Posarac, D. y Ellis, N. "Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS.Plant". University of British Columbia. Canada. 2008.

2.14. Tarazona, S. "Optimización económica de una planta para la producción de biodiesel por medio de destilación reactiva y destilación reactiva con acople térmico". Universidad de los Andes. Colombia. Recuperado de:

<https://repositorio.uniandes.edu.co/server/api/core/bitstreams/e20d1d49-9f79-4f63-9f4c-dc206054f460/content>

2.15. Roth. "Ficha de datos de seguridad: Glicerina". Recuperado de: <https://www.uv.mx/pozarica/cq/files/2022/04/6.-Glicerina.pdf>

2.16. López, L., Bocanegra, J. y Malagón-Romero, D. "Obtención de biodiesel por transesterificación de aceite de cocina usado". Ing. Univ. Bogotá. 2015. Recuperado de: <http://www.scielo.org.co/pdf/inun/v19n1/v19n1a08.pdf>

2.17. NIST. Recuperado de:

<https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C67561&Units=SI&Mask=4#Thermo-Phase>

2.18. Lugo, M., Bergolla, D. y Rodríguez, K. "Producción de Biodiesel a partir de la Transesterificación de Aceites Vegetales Residuales con KOH como catalizador". Universidad de Zulia. Venezuela. 2014.

2.19. Sharma, Y. y Singh, B. y Upadhyay, S. "Advancements in development and characterization of biodiesel: A review". India. 2008. Recuperado de:

<https://sci-hub.se/https://doi.org/10.1016/j.fuel.2008.01.014>

2.20. Montesano, J., Hutin, A., Dipietro, A. y Turchetti, M. "La producción de Biocombustibles con eficiencia, estabilidad y equidad". XV Simposio Electrónico Internacional. 2007. Recuperado de:

http://www.ceid.edu.ar/biblioteca/biocombustibles/ponencia_montesano_hutin_dipietro_turchetti_estudio_de_procesos_innovadores_para_la_produccion_de_biodiesel.pdf

- 2.21. Zanuttini, M. y Querini, C. "Biodiesel A partir de aceite de coco de alta acidez. Cinética de la esterificación de ácidos grasos, reacciones secundarias y efecto de las variables de producción". Universidad Nacional del Litoral. Argentina. Recuperado de:
https://www.aaiq.org.ar/SCongresos/papers/03b/03b_1106.pdf
- 2.22. Abularach, E. y Amurrio, D. "Obtención de biodiesel a partir de aceite desechado de frituras". Universidad Católica Boliviana San Pablo. Bolivia. 2010. Recuperado de:
<http://www.scielo.org.bo/pdf/ran/v4n4/v4n4a04.pdf>
- 2.23. González, A., Gallego, E. y Castañeda, H. "Variables de operación en el proceso de transesterificación de aceites vegetales: una revisión - catálisis química". Universidad Nacional de Colombia. Colombia. 2009.
- 2.24. Castañera, J. "Puesta en marcha de instalación para síntesis de biodiesel. Síntesis y caracterización de Biodiesel obtenido a partir de aceites vegetales.". Universidad Politécnica de Madrid. Madrid. 2017. Recuperado de:
https://oa.upm.es/49250/1/PFC_FRANCISCO%20JAVIER_CASTA%C3%91EDA_LOZANO.pdf
- 2.25. Ye, J.; Tu, S. y Sha, Y. "Investigation to biodiesel production by the two-step homogeneous base-catalyzed". Xiamen University. China. 2010.
- 2.26. Torres, J. "Determinación de la relación entre parámetros de proceso y rendimiento de obtención de biodiesel a partir de aceites de cocina usados, con base en meta-análisis." Universidad de la Sabana. 2014. Recuperado de:
<https://core.ac.uk/download/pdf/323259308.pdf>
- 2.27. Álvarez, J. "Obtención de biodiesel a partir de aceites usados en casa habitación de la comunidad del Refugio.". Centro de investigación en materiales avanzados, S. C. 2013. Recuperado de:
<https://cimav.repositorioinstitucional.mx/jspui/bitstream/1004/349/1/Tesis%20Juan%20Antonio%20Alfonso%20Alvarez.pdf>



Capítulo 3

Capítulo 3

3.1. Objetivos

- Dimensionar el sistema de reactores, incluyendo el diseño térmico.
- Indicar las especificaciones constructivas y accesorios.
- Diseñar un sistema de control cualitativo.

3.2. Resumen Ejecutivo

La producción de biodiesel se lleva a cabo en dos reactores tanques agitados continuos dispuestos en serie. Tras un análisis exhaustivo, se diseñan ambos reactores, cuyas dimensiones se resumen en la *Tabla 3.1*.

Tabla 3.1. Resumen de las dimensiones de los reactores.

| Variable | Reactor 1 | Reactor 2 |
|----------------------------|-----------|-----------|
| Volumen [m ³] | 21 | 17 |
| Dt = Diámetro tanque [m] | 2,67 | 2,49 |
| H = Altura del reactor [m] | 3,74 | 3,49 |
| Altura de líquido [m] | 2,81 | 2,62 |
| Espesor del aislante [mm] | 20 | |

Se incluye un sistema de refrigeración que asegura que la reacción se mantiene a la temperatura deseada, ya que esta es exotérmica. El fluido que circula por cada serpentín es agua, y en la *Tabla 3.2* se resumen las dimensiones de los serpentines y las condiciones del fluido.

Tabla 3.2. Condiciones de operación del serpentín.

| Variable | Valor |
|---|-----------------------|
| T entrada del agua [°C] | 32 |
| T salida del agua [°C] | 50 |
| Reactor 1 | |
| Caudal de agua [kg/min] | 128,26 |
| Calor transferido [J/min] | 9,652.10 ⁶ |
| Largo del serpentín [m] | 25,36 |
| Diámetro del serpentín [m] | 0,154 |
| Área de transferencia [m ²] | 12,27 |

| Reactor 2 | |
|---|-----------------------|
| Caudal de agua [kg/min] | 11,39 |
| Calor transferido [J/min] | 8,580.10 ⁵ |
| Largo del serpentín [m] | 7,085 |
| Diámetro del serpentín [m] | 0,049 |
| Área de transferencia [m ²] | 1,091 |

El reactor también cuenta con un sistema de agitación de tipo Turbina de Rushton de seis paletas, lo que garantiza un flujo uniforme y evita la formación de volúmenes muertos dentro del reactor. Se calculó la potencia necesaria para cada reactor, obteniendo que el primero requiere 832,18 kW y el segundo, 596,33 kW.

Por último, se diseña un sistema de control, cuyas características se resumen en la *Tabla 3.3*.

Tabla 3.3. Controladores a implementar.

| TIPO DE CONTROLADOR | CANTIDAD |
|------------------------------------|----------|
| CONTROLADOR ELECTRÓNICO EN CASCADA | 2 |
| CONTROLADOR POR RELACIÓN (DIVISOR) | 2 |
| CONTROLADOR NEUMÁTICO | 1 |
| CONTROL DE SEGURIDAD (NIVEL) | 2 |

3.3. Estimación de la entalpía de reacción

Una de las consideraciones fundamentales en el diseño de un reactor es el calor generado o consumido durante la reacción. El valor de la entalpía proporciona información crucial sobre el comportamiento de la reacción, determinando si ésta es endotérmica, lo que implica que se debe suministrar calor para mantenerla cerca de la isotermicidad, o exotérmica, lo que requiere la extracción de calor.

Para su cálculo, se toman en cuenta las variaciones de la entalpía de gas ideal a la temperatura y presión de operación, así como la de entalpía en condiciones estándar y la variación de la entalpía residual. Para calcular la entalpía en las condiciones de reacción, se sigue el esquema mostrado en la *Figura 3.1*.

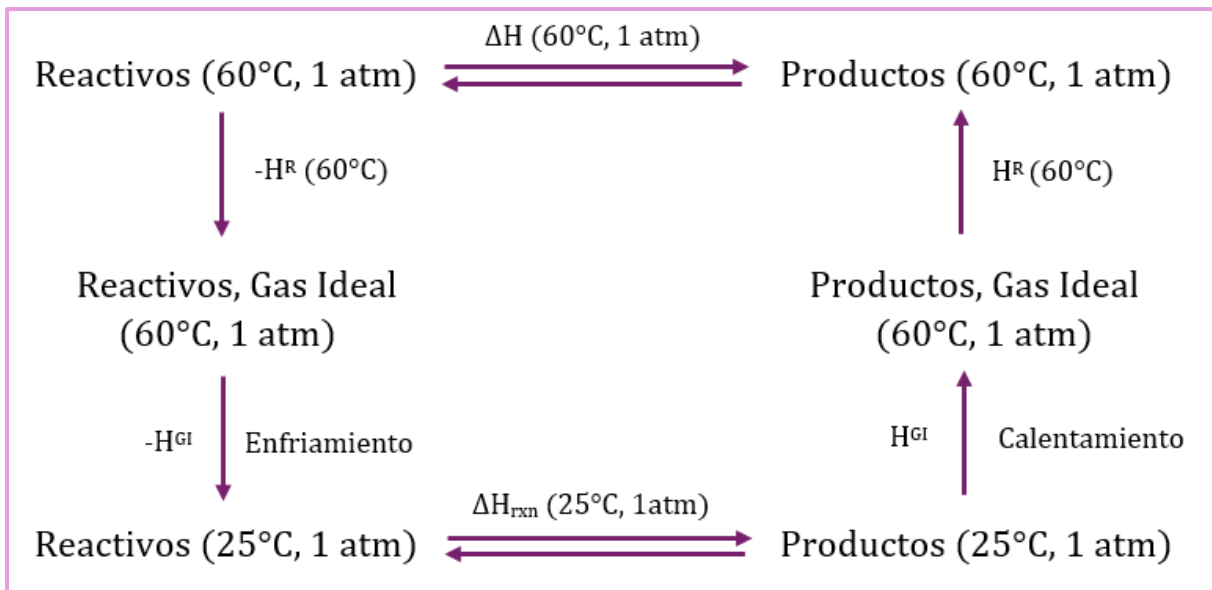


Figura 3.1. Estimación de la entalpía de reacción.

De este modo, a partir de los reactivos en condiciones de operación, mediante las entalpías residuales, puede llegarse a la condición de gas ideal y cambiar la temperatura de operación a la estándar. Luego, con la entalpía de reacción estándar (ocurre a 25°C), se llega a los productos y se sigue el camino inverso para hallar la entalpía de reacción a 60°C y 1 atm.

A continuación, se detallará el cálculo de cada una de estas componentes.

3.3.1. Entalpías de formación de los compuestos

Se comienza por las entalpías de formación de cada compuesto. Es importante aclarar que las entalpías presentadas en la *Tabla 3.4*, correspondientes a monoglicéridos, diglicéridos y triglicéridos, han sido simplificadas a las del ácido linoleico, debido a que este predomina en una proporción significativamente mayor en comparación con los otros compuestos, como se mostrará en la *Tabla 3.10*.

Tabla 3.4. Entalpías de formación.

| Compuesto | Entalpía de formación [J/mol] |
|---------------------------------|-------------------------------|
| Metanol ^[3.3] | -2,387.10 ⁵ |
| Triglicéridos ^[3.1] | -1,465.10 ⁶ |
| Diglicéridos ^[3.2] | -1,189.10 ⁶ |
| Monoglicéridos ^[3.2] | -8,817.10 ⁵ |
| Biodiesel ^[3.1] | -5,157.10 ⁵ |
| Glicerol ^[3.4] | -6,696.10 ⁵ |

3.3.2. Cálculo de la variación de entalpía de reacción estándar

La entalpía de reacción se define en condiciones de referencia, que comprenden una temperatura de 25°C y una presión de 1 bar. Para calcular la variación de la entalpía en cada una de las tres reacciones, se utiliza la siguiente expresión (*Ecuación 3.1*).

$$\Delta H_{(25^{\circ}\text{C}, 1 \text{ bar})} = H_{F,\text{productos}} - H_{F,\text{reactivos}} \quad \text{Ecuación 3.1.}$$

En donde H_F hace alusión a las entalpías de formación detalladas en la *Tabla 3.4*.

Tabla 3.5. Variación de entalpía estándar de cada reacción.

| | $\Delta H_{(25^{\circ}\text{C}, 1 \text{ bar})} [\text{J/mol}]$ |
|------------------|---|
| Primera reacción | -942 |
| Segunda reacción | $3,07 \cdot 10^4$ |
| Tercera reacción | $-6,49 \cdot 10^4$ |

3.3.3. Cálculo de entalpías residuales

El cálculo de las entalpías residuales de reacción se basó en el uso de la ecuación de estado de Peng-Robinson, mostrada en la *Ecuación 3.2*.

$$H^R(T) = R \cdot T \cdot (Z - 1) + \frac{T \cdot da_{dT} - A}{2\sqrt{2} \cdot b} * \ln \left(\frac{Z + (1 + \sqrt{2}) \cdot B}{Z + (1 - \sqrt{2}) \cdot B} \right) \quad \text{Ecuación 3.2.}$$

Se observa que depende de diversos parámetros, los cuales se detallan a continuación.

$$\alpha = \left(1 + \kappa * \left(1 - \sqrt{\frac{T}{T_c}} \right) \right)^2 \quad b = 0,0778 \cdot R \cdot \frac{T_c}{P_c}$$

$$P(T) = \frac{R \cdot T}{V_c - b} - \frac{A}{V_c^2 + 2 \cdot b \cdot V_c - b^2}$$

$$\kappa = 0,37464 + 1,54226 \cdot w - 0,26992 \cdot w^2$$

$$A = 0,45724 \cdot R^2 \cdot \frac{T_c^2 \cdot \alpha}{P_c} \quad B(T) = \frac{P \cdot b}{R \cdot T}$$

$$\frac{da}{dT}(T) = -0,45724 \cdot \frac{R^2 \cdot T_c^2}{P_c} \cdot \kappa \cdot \sqrt{\frac{\alpha}{T \cdot T_c}}$$

$$Z = \frac{1}{1 - \frac{b}{V_c}} - A \cdot \frac{V_c^{-1}}{R \cdot T \cdot (1 + 2 \cdot b \cdot V_c^{-1} - (b \cdot V_c^{-1})^2)}$$

Donde:

- Tc: Temperatura crítica.
- Pc: Presión crítica.
- Vc: Volumen crítico.
- w: Factor acéntrico.
- R: Constante universal de los gases ideales.
- α , k, A, B, b: Parámetros del modelo.
- Z: Factor de compresibilidad.
- P: Presión de Peng-Robinson.

A partir de diversas fuentes bibliográficas, se recopilaron los datos necesarios para el cálculo de las entalpías residuales, incluyendo la temperatura, presión, volumen crítico y el factor acéntrico. Estos mismos se presentan en la *Tabla 3.6*.^[3.5; 3.6]

Tabla 3.6. Parámetros críticos y factor acéntrico según cada componente.

| Compuesto | Tc [K] | Pc [bar] | ω | Vc [cm ³ /mol] |
|----------------|--------|----------|----------|---------------------------|
| Metanol | 512,4 | 73,76 | 0,560 | 127 |
| Triglicéridos | 971,8 | 3,98 | 1,961 | 3187 |
| Diglicéridos | 937,4 | 5,04 | 2,004 | 2544 |
| Monoglicéridos | 843,1 | 11,17 | 1,523 | 1344 |
| Biodiesel | 776,5 | 12,78 | 0,932 | 1142 |
| Glicerol | 724,9 | 66,70 | 1,500 | 255 |

En base a esta información, se realizaron los cálculos de las entalpías residuales para cada compuesto utilizando la *Ecuación 3.2*. Los resultados son mostrados en la *Tabla 3.7*.

Tabla 3.7. Entalpías residuales de cada componente.

| Compuesto | H ^R [J/mol] |
|----------------|------------------------|
| Metanol | -2,498.10 ⁴ |
| Triglicéridos | -1,635.10 ⁵ |
| Diglicéridos | -1,511.10 ⁵ |
| Monoglicéridos | -9,176.10 ⁴ |
| Biodiesel | -5,886.10 ⁴ |
| Glicerol | -5,811.10 ⁴ |

Finalmente, se calculó la variación de entalpías residuales de cada reacción, como se muestra en la *Ecuación 3.3*, para las tres reacciones.

$$\begin{aligned}\Delta H_{rxn1}^R &= \Delta H_{productos}^R - \Delta H_{reactivos}^R = -2,155 \cdot 10^4 \frac{J}{mol} \\ \Delta H_{rxn2}^R &= \Delta H_{productos}^R - \Delta H_{reactivos}^R = 2,551 \cdot 10^4 \frac{J}{mol} \\ \Delta H_{rxn3}^R &= \Delta H_{productos}^R - \Delta H_{reactivos}^R = -224,69 \frac{J}{mol}\end{aligned}$$

Ecuación 3.3.

3.3.4. Cálculo de entalpías de gas ideal

Para realizar la estimación de la entalpía de reacción, son necesarias las entalpías de gas ideal a la temperatura y presión de operación, que pueden calcularse de la siguiente manera (*Ecuación 3.4*):

$$\Delta H^{GI} = \int_{298K}^{T_{op}} C_p(T) \cdot dT$$

Ecuación 3.4.

Se consultaron fuentes bibliográficas para acceder a las expresiones que describen la capacidad calorífica en función de la temperatura, específicas para los grupos funcionales de cada compuesto. A partir de estas expresiones, se procedió al cálculo de las entalpías de gas ideal para todos los reactivos y productos involucrados en la reacción. En el caso particular del metanol, al contar con datos específicos del compuesto, no se realizó en base a sus grupos funcionales.^[3,7]

Utilizando las capacidades caloríficas, se calcularon las entalpías de gas ideal particulares de cada compuesto, las cuales se detallan en la *Tabla 3.8*.

Tabla 3.8. Entalpías de gas ideal para cada compuesto.

| Compuesto | H ^{GI} [J/mol] |
|----------------|-------------------------|
| Metanol | 3,003.10 ³ |
| Triglicéridos | 4,531.10 ⁴ |
| Diglicéridos | 3,196.10 ⁴ |
| Monoglicéridos | 1,860.10 ⁴ |
| Biodiesel | 1,526.10 ⁴ |
| Glicerol | 5,248.10 ³ |

Posteriormente, se calcularon las variaciones de entalpía de gas ideal para cada una de las reacciones, como se muestra en la *Ecuación 3.5*.

$$\Delta H_{rxn1}^{GI} = \Delta H_{productos}^{GI} - \Delta H_{reactivos}^{GI} = -1,095.10^3 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta H_{rxn2}^{GI} = \Delta H_{productos}^{GI} - \Delta H_{reactivos}^{GI} = -1,095.10^3 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta H_{rxn3}^{GI} = \Delta H_{productos}^{GI} - \Delta H_{reactivos}^{GI} = -1,095.10^3 \frac{J}{mol}$$

Ecuación 3.5.

3.3.5. Estimación de entalpía de reacción en condiciones de operación

Para estimar la entalpía de reacción bajo las condiciones operativas (60°C y 1 atm), se procede a sumar las diferencias de entalpía correspondientes a cada etapa del proceso, de la siguiente forma (Ecuación 3.6).

$$\Delta H_{rxn} = \Delta H^{GI} + \Delta H^R + \Delta H_{(25^\circ C, 1 \text{ bar})}$$

Ecuación 3.6.

Se llevó a cabo este cálculo para cada una de las reacciones, obteniendo los siguientes resultados:

$$\Delta H_{rxn1} = -2,359.10^4 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta H_{rxn2} = 5,511.10^4 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta H_{rxn3} = -6,622.10^4 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta H_{total} = \Delta H_{rxn1} + \Delta H_{rxn2} + \Delta H_{rxn3} = -3,469.10^4 \frac{J}{mol}$$

Se observa que la reacción uno y tres presentan un comportamiento exotérmico, mientras que la segunda es endotérmica.

3.4. Dimensionamiento del reactor

3.4.1. Tipo y configuración

Para la producción de biodiesel se utilizarán dos tanques agitados en serie, fabricados en acero inoxidable. Este sistema garantiza un alto rendimiento y permite una eficaz agitación y mezcla de las fases de aceite y metanol para asegurar la reacción química.^[3.8] Se realiza una separación intermedia entre los reactores, donde se elimina el glicerol formado en el primer reactor para favorecer el desplazamiento de la reacción hacia los productos. La corriente de biodiesel y reactivos entra al siguiente reactor para reaccionar con el metanol que ingresa al mismo (Figura 2.10).

Además, los tanques admiten un sistema de transferencia de calor por serpentín, el cual será utilizado para mantener la temperatura al valor deseado de operación.

3.4.2. Modelo cinético y de reacción

El departamento de Tecnología Química de la Universidad de Cuba investigó la obtención de biodiesel a partir de aceites y determinó que la velocidad de reacción es de segundo orden global. Las expresiones de las velocidades para cada reacción se ilustran en la *Figura 3.2*.^[3.9]

$$\begin{aligned} vel_1 &= k_1 \cdot C_{Tri} \cdot C_{Met} - k_2 \cdot C_{Di} \cdot C_{Bio} \\ vel_2 &= k_3 \cdot C_{Di} \cdot C_{Met} - k_4 \cdot C_{Mono} \cdot C_{Bio} \\ vel_3 &= k_5 \cdot C_{Mono} \cdot C_{Met} - k_6 \cdot C_{Gli} \cdot C_{Bio} \end{aligned}$$

Figura 3.2. Velocidad para cada reacción.

A continuación, se expresan las velocidades de aparición y desaparición de los componentes, teniendo en cuenta que las reacciones son reversibles (*Figura 3.3*). Se puede observar un sistema de ecuaciones diferenciales que representa la variación de las concentraciones de los componentes en el tiempo. Este sistema podría resolverse utilizando el método de Runge Kutta con herramientas como Mathcad o Excel. Sin embargo, se optó por resolverlo utilizando el simulador Unisim Design, al cual se le introdujeron los valores de las constantes cinéticas (k_i) y los flujos de alimentación de cada compuesto.

$$\begin{aligned} \frac{dC_{Tri}}{dt} &= -vel_1 \\ \frac{dC_{Di}}{dt} &= vel_1 - vel_2 \\ \frac{dC_{Mono}}{dt} &= vel_2 - vel_3 \\ \frac{dC_{Bio}}{dt} &= vel_1 + vel_2 + vel_3 \\ \frac{dC_{Met}}{dt} &= -vel_1 - vel_2 - vel_3 \\ \frac{dC_{Gli}}{dt} &= vel_3 \end{aligned}$$

Figura 3.3. Velocidades de aparición y desaparición.

En el informe que expuso dicha universidad se encuentran los valores de las constantes cinéticas a 50°C para las tres reacciones reversibles, con una relación entre metanol y triglicéridos de 6:1. Dado que nuestro proceso opera a 60°C, con la ecuación de Arrhenius (*Ecuación 3.7*) y conociendo las energías de activación y los valores de las constantes cinéticas a 50°C, se pudo determinar el factor pre-exponencial (A). Finalmente, se calcularon las constantes a la temperatura de operación, utilizando la *Ecuación 3.7*.

$$k(T) = A \cdot e^{\frac{-E_{act}}{R \cdot T}}$$

Ecuación 3.7.

En la *Tabla 3.9* se muestran los valores de las energías de activación y el factor pre-exponencial A para cada reacción, junto con los valores de las constantes cinéticas a 60°C.

Tabla 3.9. Parámetros cinéticos.

| | A [m ³ /mol.min] | E _{act} [cal/mol.k] | k [m ³ /mol.min] |
|----------------------|-----------------------------|------------------------------|-----------------------------|
| Reacción 1 – Directa | 3,93.10 ⁴ | 13145 | 9,249.10 ⁻⁵ |
| Reacción 1 – Inversa | 578,35 | 9932 | 1,751.10 ⁻⁴ |
| Reacción 2 – Directa | 5,90.10 ⁹ | 19860 | 5,447.10 ⁻⁴ |
| Reacción 2 – Inversa | 9,89.10 ⁶ | 14639 | 2,436.10 ⁻³ |
| Reacción 3 – Directa | 5,36 | 6421 | 3,268.10 ⁻⁴ |
| Reacción 3 – Inversa | 21,53 | 9588 | 1,096.10 ⁻⁵ |

Por otro lado, al utilizar el simulador, es crucial seleccionar un paquete termodinámico adecuado. Se optó por el modelo NRTL, ya que estudios reportados han demostrado que proporciona resultados precisos en las simulaciones para la producción de biodiesel.^[3,10]

3.4.3. Cálculo del volumen y condiciones operativas del reactor

Como se expuso anteriormente, se planteó el uso de dos tanques agitados en serie con una remoción intermedia de glicerol mediante un decantador.

Se planteó una reacción a una temperatura de 60°C y una presión de 1 atm. Además, el catalizador de la reacción (NaOH al 1 % p/p) es agregado en el primer reactor y la relación de metanol:aceite utilizada en los dos reactores es 6:1.

Para la simulación se consideró que la mezcla de aceites posee un tratamiento previo que neutraliza los ácidos grasos libres.

A continuación, se muestra en la *Tabla 3.10*, la composición de la mezcla de aceite de soja y de aceite vegetal usado que ingresa al primer reactor.

Tabla 3.10. Composición de la mezcla de aceite que ingresa al primer reactor.

| Ácido graso | Porcentaje |
|-------------|------------|
| Linoleico | 45,18 % |
| Oleico | 31,45 % |
| Esteárico | 5,77 % |
| Palmítico | 7,79 % |
| Linolénico | 6,83 % |

| Ácido graso | Porcentaje |
|-------------|------------|
| Otros | 2,98 % |

Para una mayor simplicidad en la simulación de los reactores en el software Unisim Design, se crearon compuestos hipotéticos correspondientes a triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos formados por el ácido linoleico, así como también para el biodiesel. Se tomó este ácido graso por ser el mayoritario en la composición.

Se ingresaron las tres reacciones correspondientes a la transesterificación, las constantes cinéticas directas e inversas de cada una, las energías de activación y los factores pre-exponenciales. Se decidió no incluir la reacción secundaria de saponificación debido a la falta de datos significativos, y se estima que su impacto es irrelevante, considerando el tratamiento previo aplicado a la alimentación.

Para poder determinar el volumen de los reactores, se consideraron dos casos para la simulación, teniendo en cuenta que la alimentación instantánea calculada en el capítulo 2 es de 21,51 kmol/h:

- **Caso 1:** Alimentación de triglicéridos de un 5% más por sobre la calculada en el capítulo 2.
- **Caso 2:** Alimentación de triglicéridos de un 7,5% más por sobre la calculada en el capítulo 2.

Se plantearon estas alternativas debido a que en el capítulo anterior se llevaron a cabo los balances de masa y los cálculos de las alimentaciones en relación con la producción deseada. Esto se hizo considerando una conversión estimada basada en la bibliografía y en equipos de purificación cercanos a la idealidad. Sin embargo, al diseñar el reactor considerando su cinética específica y alejándonos del supuesto de idealidad del capítulo 2, se hace necesario aumentar la alimentación para alcanzar la capacidad requerida.

▫ **Caso 1**

Para la simulación del primer reactor, se estipularon dos alimentaciones, siendo una la mezcla de aceites de soja y de girasol usado, y la otra, metanol puro. Se consideró también que la reacción fue catalizada por NaOH, siguiendo el mecanismo mencionado en el capítulo 2. En la *Tabla 3.11*, se observan los flujos de entrada al primer reactor, siendo la mezcla de aceites pura en triglicéridos de un 5% más de la calculada a partir de los balances de masa.

Tabla 3.11. Flujos de entrada de alimentación al primer reactor.

| | |
|----------------------------|--------|
| Mezcla de aceites (kmol/h) | 22,59 |
| Metanol (kmol/h) | 135,54 |

A partir de estos valores, se realizó un Case Study para calcular el flujo de salida de los productos, biodiesel y glicerol, en función del volumen del reactor. Se consideró como volumen de reactor el correspondiente al 95% del flujo de estabilización de biodiesel para altos volúmenes. De utilizar un volumen mayor, el aumento del tamaño no se correspondería con un incremento significativo de la producción.

Por lo tanto, para el Caso 1, el volumen del primer reactor se fija en 26 m³, según lo expuesto en la *Tabla 3.12*.

Tabla 3.12. Datos de volumen de primer reactor.

| | |
|---|-------|
| Valor estable (kmol/h) | 55,30 |
| 95 % de Valor estable (kmol/h) | 52,53 |
| Volumen para 95 % estable (m ³) | 25,41 |

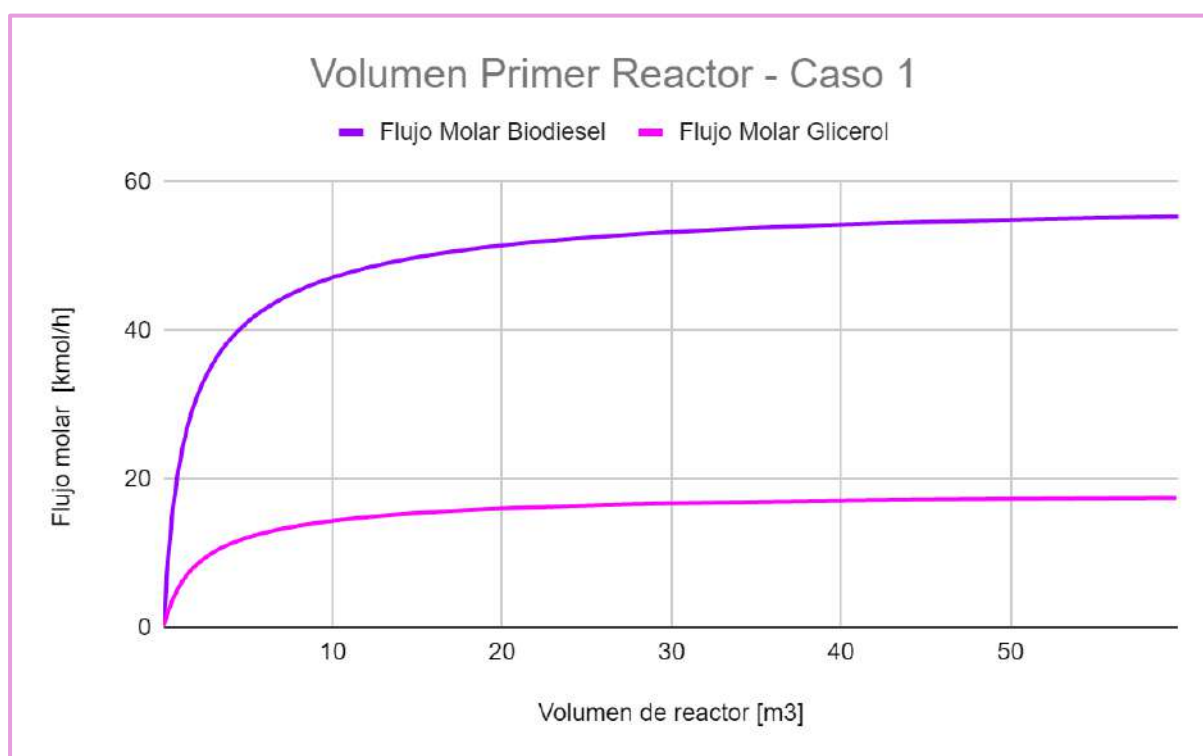


Figura 3.4. Flujos molares de biodiesel y glicerol en función del volumen de reactor.

En el segundo reactor, la alimentación que ingresa corresponde a la corriente de salida del primer reactor luego de haber pasado por el decantador. Ésta contiene triglicéridos, diglicéridos, monoglicéridos, biodiesel y una parte de metanol. Además, se ingresó una corriente de metanol puro para que se pueda cumplir la relación 6:1 con respecto al aceite. Nuevamente se realizó un Case Study (*Figura 3.5*) para los flujos máxicos de salida de biodiesel y glicerol, después de sus respectivas purificaciones, en función del volumen del segundo reactor, manteniendo constantes las demás variables.

En este caso, el proceso no consigue alcanzar el valor de producción de biodiesel estipulado, siendo éste 150000 tn/año (17123,29 kg/h).

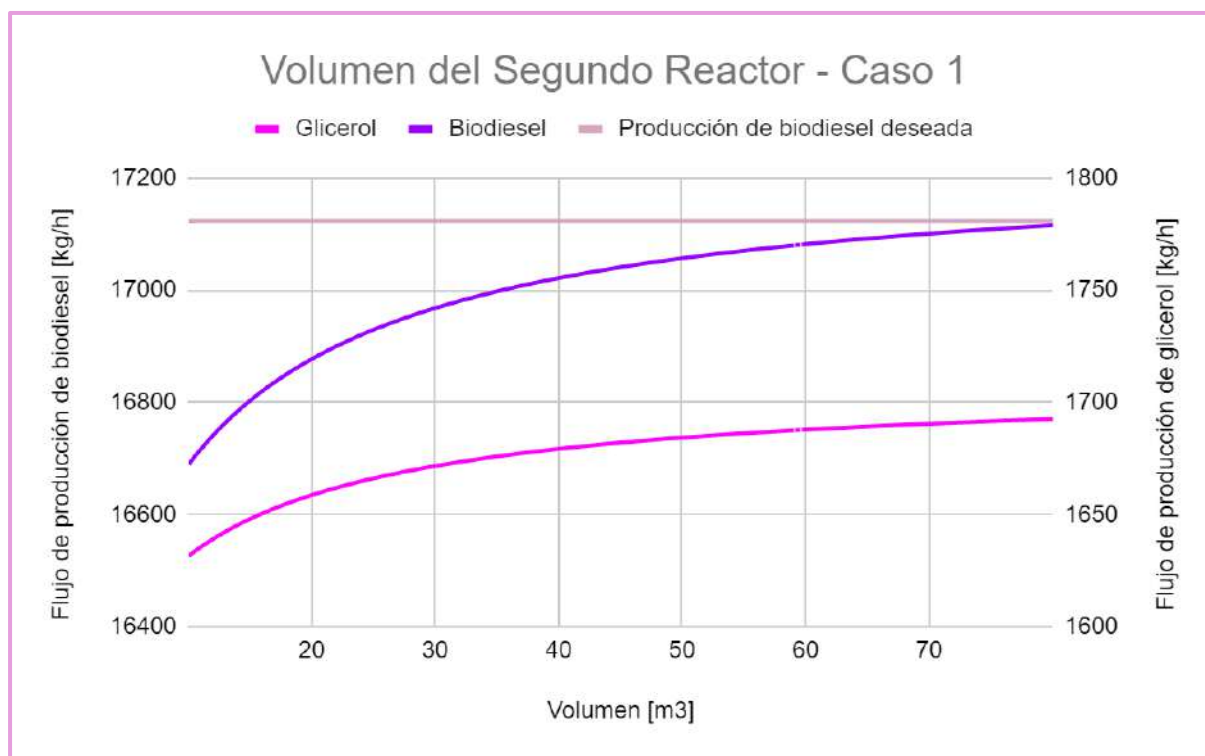


Figura 3.5. Producción de biodiesel y glicerol en función del volumen de reactor.

▫ **Caso 2**

Para el presente caso, se siguió el procedimiento descrito anteriormente. En la *Tabla 3.13* se presentan los flujos de entrada al primer reactor. La mezcla de aceites presenta un incremento del 7,5% respecto a los valores calculados a partir de los balances.

Tabla 3.13. Flujos de entrada de alimentación al primer reactor.

| | |
|----------------------------|--------|
| Mezcla de aceites (kmol/h) | 23,12 |
| Metanol (kmol/h) | 138,72 |

Al igual que para el caso 1, se realizó un Case Study y se tomó como volumen de reactor el correspondiente al 95% del flujo de estabilización de biodiesel para altos volúmenes.

El volumen del primer reactor se establece en 26 m³, según lo indicado en la *Tabla 3.14*. La *Figura 3.6* muestra los flujos de biodiesel y glicerol en función del volumen. Es importante destacar que la producción de glicerol sigue la misma tendencia que la del biodiesel; es decir, al aumentar el volumen del reactor, se obtiene una mayor producción de ambos.

Tabla 3.14. Datos de volumen de primer reactor.

| | |
|---|-------|
| Valor estable (kmol/h) | 56,56 |
| 95 % de Valor estable (kmol/h) | 53,72 |
| Volumen para 95 % estable (m ³) | 25,71 |

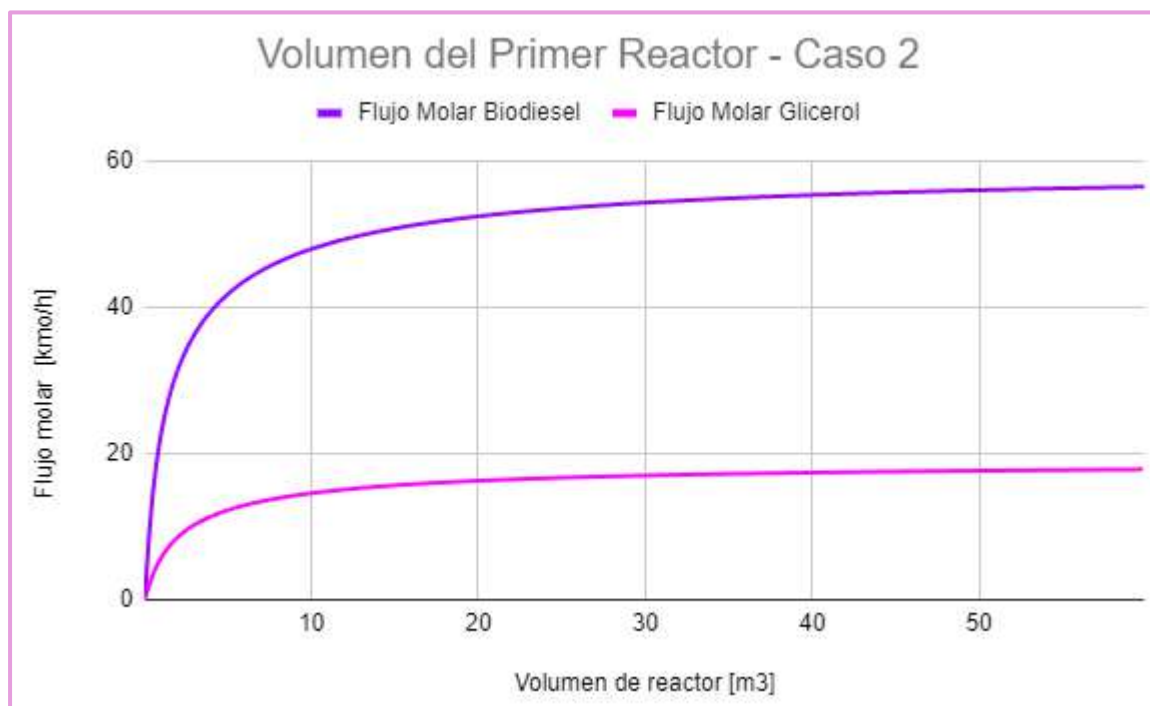


Figura 3.6. Flujos molares de biodiesel y glicerol en función del volumen de reactor.

Para el segundo reactor, la alimentación consistió en la corriente de salida del primer reactor después del decantador. Se realizó nuevamente un Case Study (Figura 3.7) para analizar los flujos máxicos de salida de biodiesel y glicerol tras sus respectivos procesos de purificación, en función del volumen del segundo reactor. Se observa que aproximadamente para un volumen de 12,3 m³ se alcanza la producción deseada de biodiesel, la cual es de 17123 kg/h.

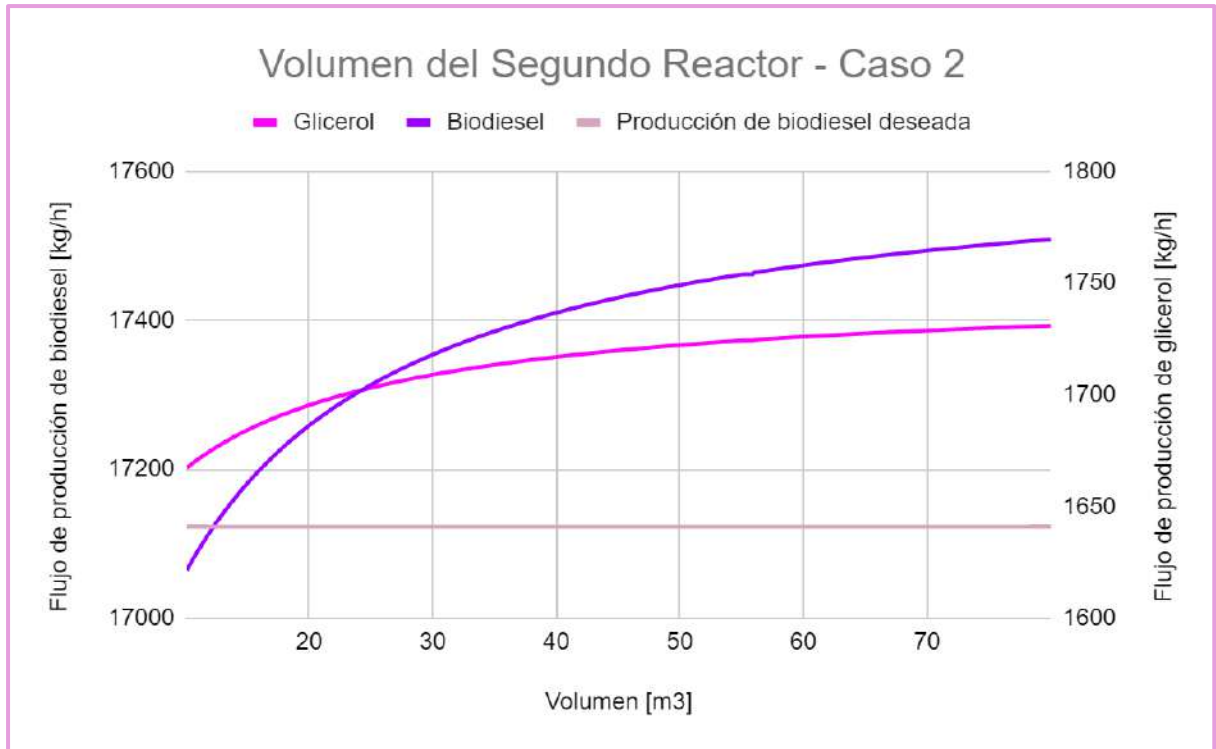


Figura 3.7. Producción de biodiesel y glicerol en función del volumen de reactor.

De esta forma, se vio que en el Caso 2, es posible cumplir con la producción establecida. Por lo tanto, con el valor de alimentación correspondiente a este caso, se decidió optimizar los tamaños de los reactores para que la suma de sus volúmenes sea la mínima.

Para esto, se modificó el valor de volumen del primer reactor y se obtuvo el volumen del segundo de forma tal que se cumpla con la producción requerida. Luego, se calculó el volumen total a partir de la suma de los tamaños de ambos reactores. A continuación, se presenta un gráfico donde puede verse la variación del volumen total en función al volumen del primer reactor (Figura 3.8).

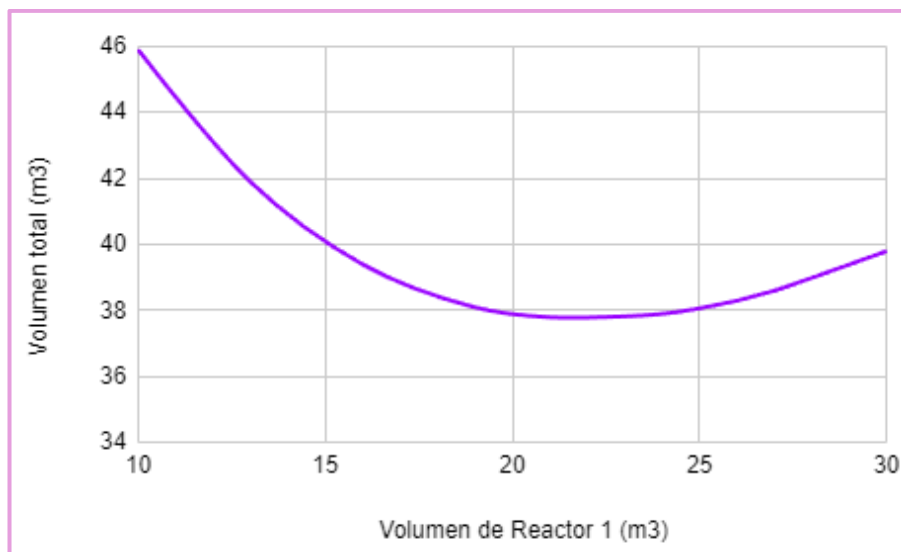


Figura 3.8. Volumen total en función del volumen del primer reactor.

Tras analizar el gráfico anterior, se llegó a la conclusión de que el mejor caso, donde se minimiza el volumen total, da como resultado dos reactores de 21 m³ y 17 m³ respectivamente. De este modo, se llegó a un equilibrio entre el costo de inversión de los reactores y el costo variable de la materia prima ingresada como alimentación.

Según bibliografía, se debe considerar una relación óptima entre la altura y el diámetro del tanque para evitar la formación de zonas muertas y lograr una agitación eficiente. Esta relación se establece en 1,4. A partir de esta relación y la ecuación del volumen del tanque agitado ($\pi \cdot Dt^2 \cdot H$)/4 se determinaron las dimensiones mostradas en la *Tabla 3.15*.^[3.11]

Tabla 3.15. Resumen de las dimensiones de los reactores.

| Variable | Reactor 1 | Reactor 2 |
|----------------------------|-----------|-----------|
| Volumen [m ³] | 21 | 17 |
| Dt = Diámetro tanque [m] | 2,67 | 2,49 |
| H = Altura del reactor [m] | 3,74 | 3,49 |
| Altura de líquido [m] | 2,81 | 2,62 |

3.4.4. Definición del sistema de agitación/mezclado

Como se mencionó en el capítulo 2, la velocidad de giro del agitador se definió en 600 rpm, lo que facilitará el contacto entre las fases y aumentará la velocidad de la transesterificación. Además, se requiere una agitación continua para asegurar una temperatura y composición química constantes.

Se definió un impulsor tipo Turbina de Rushton de seis paletas (*Figura 3.9*) que genera un tipo de flujo radial. Esta disposición da lugar a un patrón de flujo uniforme que evita la presencia de volúmenes muertos en el reactor. Este tipo de turbina también genera una buena transferencia térmica, necesaria para mantener uniforme la temperatura en el reactor.^[3.12]

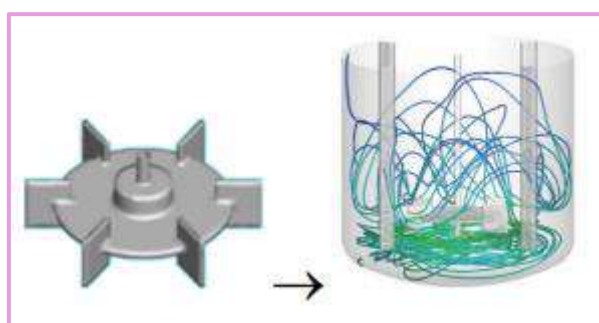


Figura 3.9. Turbina Rushton de 6 paletas.

El diseño del sistema de agitación requiere conocer la potencia necesaria. Para calcular esta potencia, se definen las siguientes variables:

- **Viscosidad de la mezcla:** su cálculo depende de las fracciones molares y viscosidades de cada compuesto, siguiendo la ecuación proporcionada por Monroe y Kendall: ^[3.13]

$$\mu_{mezcla} = \left(\sum x_i \cdot (\mu_i)^{1/3} \right)^3$$

Donde x_i es la fracción molar y μ_i es la viscosidad de cada compuesto que se muestran en la *Tabla 3.16*.

Tabla 3.16. Viscosidades de los diferentes compuestos.

| Compuesto | Viscosidad [Pa.s] |
|-----------------------------|----------------------|
| Metanol ^[3.14] | $0,35 \cdot 10^{-3}$ |
| Aceite | 0,018 |
| Biodiesel ^[3.15] | 0,003 |
| Glicerol ^[3.16] | 0,084 |

En el caso particular del aceite, se encontraron estudios que indican viscosidades a diferentes temperaturas. Sin embargo, dado que no se cuenta con un valor específico para la temperatura de trabajo, se ha llevado a cabo una aproximación basada en los valores experimentales disponibles. El resultado de este ajuste se presenta en la *Figura 3.10*, donde se obtiene una viscosidad de 0,018 Pa.s a una temperatura de 60°C. ^[3.17]

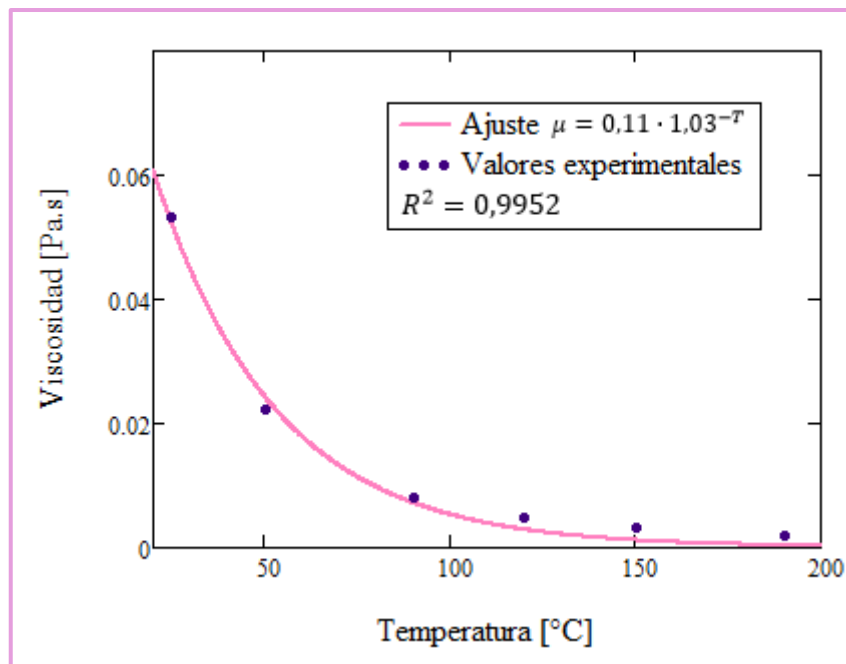


Figura 3.10. Funcionalidad de la viscosidad del aceite con la temperatura.

- **Densidad de la mezcla:** es la sumatoria del producto de la fracción másica por la densidad correspondiente a cada compuesto. ^[3.18]
- **El número de Reynolds (Re):** para calcularlo, se multiplican las revoluciones del impulsor, la longitud característica al cuadrado y la densidad de la mezcla, y luego, el

resultado se lo divide por la viscosidad de la mezcla. Es importante mencionar que la longitud característica se aproxima al diámetro del impulsor.

La potencia del agitador se calcula según se muestra en la *Ecuación 3.8*, donde interviene una funcionalidad con el número Po . Este último se determina a partir de un gráfico en función del número de Reynolds y depende del tipo de impulsor.

$$-W = Po \cdot \rho_M \cdot N^3 \cdot Di^5$$

Ecuación 3.8

En la *Figura 3.11* se muestra la nomenclatura que se utilizará para referirse a los parámetros del agitador, lo cual será útil para calcular el factor Po .

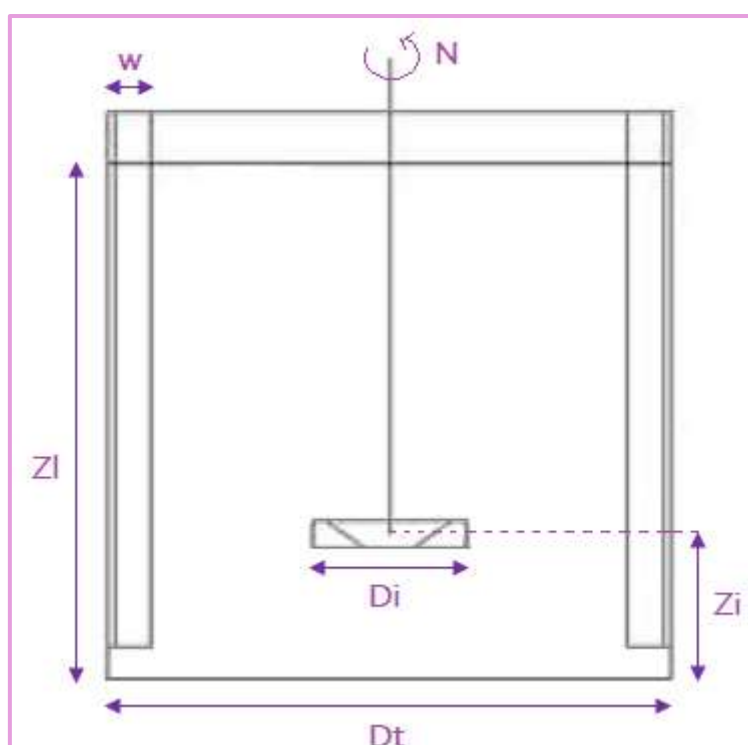


Figura 3.11. Parámetros del sistema de agitación.

Donde:

- Zl : altura del líquido dentro del tanque.
- Zi : distancia del fondo del tanque al impulsor.
- Di : diámetro del impulsor.
- Dt : diámetro del tanque.
- w : ancho del baffle.
- N : velocidad de agitación.

3.4.4.1. Sistema de agitación del primer reactor

A continuación, se detallan en la *Tabla 3.17* las composiciones másicas y molares que presenta el primer reactor en su interior.

Tabla 3.17. Composiciones de la mezcla del primer reactor.

| Compuesto | Composición másica | Composición molar |
|-----------|--------------------|-------------------|
| Aceite | 0,2007 | 0,0413 |
| Biodiesel | 0,6271 | 0,3261 |
| Metanol | 0,1111 | 0,5311 |
| Glicerol | 0,0611 | 0,1015 |

De acuerdo con lo mencionado anteriormente, para el primer reactor, la densidad de la mezcla es $901,349 \text{ kg/m}^3$, la viscosidad de la mezcla es $2,728 \cdot 10^{-3} \text{ Pa.s}$ y el Reynolds, $1,475 \cdot 10^6$.

A continuación, se estableció que la relación entre el diámetro del reactor (D_t) y el diámetro del impulsor (D_i) es de 4, de acuerdo con las investigaciones realizadas por Tatterson. Este autor estimó que la relación adecuada debería estar entre 2 y 4. A partir de esto, se pudo determinar que el valor de D_i es 0,668 m, y con ello, se obtuvo la relación Z_l / D_i , la cual presenta un valor de 4,2.^[3.19; 3.20]

Además, se determinó el uso de 4 baffles para evitar la formación de vórtices como resultado de la agitación. Según la bibliografía consultada, se establece una relación entre el ancho del baffle y el diámetro del impulsor, siendo esta de 0,1.^[3.21]

La *Figura 3.12* muestra la relación de la funcionalidad de P_o (número de potencia) con el número de Reynolds y el tipo de impulsor. De acuerdo con la bibliografía, el tipo de agitador utilizado se corresponde a la curva 2 (turbina de 6 palas planas) de la *Figura 3.12*. Aunque la relación D_t/D_i no coincide exactamente con la recomendada en la bibliografía, se realizará posteriormente una corrección de este factor. El resto de las dimensiones del sistema de agitación definidas para este primer reactor se encuentran dentro de los valores establecidos y se detallan en la *Tabla 3.18*.^[3.22]

Tabla 3.18. Parámetros de agitación.

| Tipo de rodete | $\frac{D_t}{D_i}$ | $\frac{Z_l}{D_i}$ | $\frac{Z_i}{D_t}$ | N° Baffles | $\frac{w}{D_i}$ | N° curva |
|----------------------|-------------------|-------------------|-------------------|------------|-----------------|----------|
| Turbina de 6 paletas | 4 | 4,20 | 1,03 | 4 | 0,1 | 2 |

De este modo, se ingresa al gráfico con el valor de Reynolds y se interseca con la curva número 2, estableciendo así un valor de $P_o = 6$, como se muestra en la *Figura 3.12*.

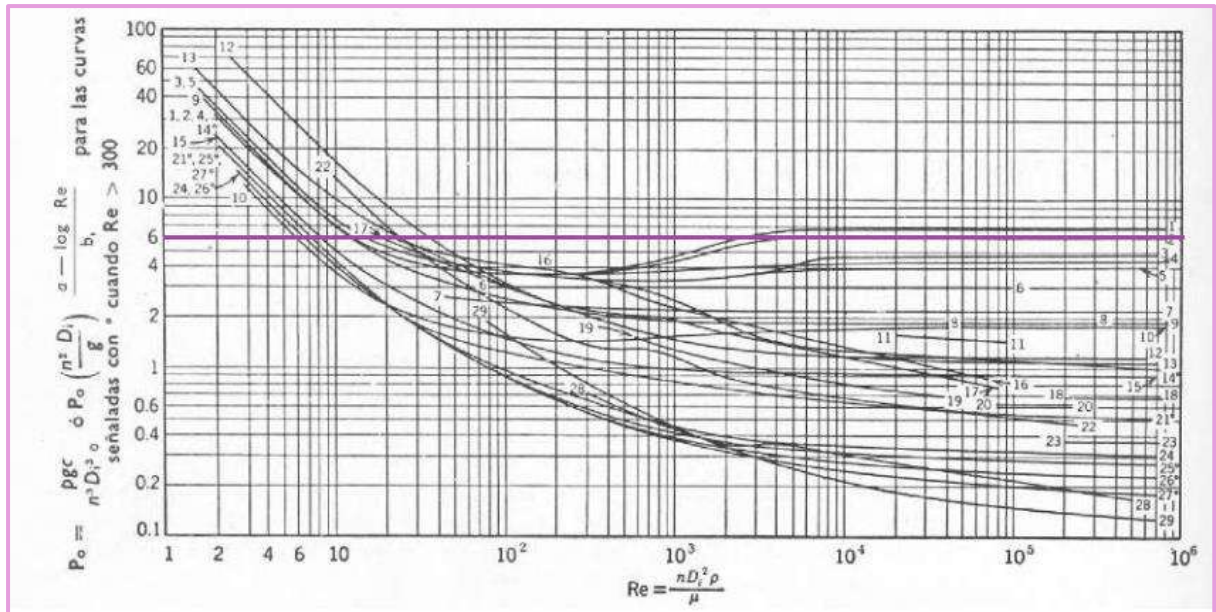


Figura 3.12. Cálculo del número de Po para el primer reactor.

Posteriormente, dado que las dimensiones del reactor no corresponden exactamente con las especificadas para la curva seleccionada, es necesario realizar una corrección del número de potencia (Po) mediante el factor "fc", el cual se calcula utilizando la Ecuación 3.9.

$$f_c = \sqrt{\frac{(Dt/Di \cdot Zl/Di \cdot Zi/Di)_{\text{sistema}}}{(Dt/Di \cdot Zl/Di \cdot Zi/Di)_{\text{correlación}}}}$$

Ecuación 3.9

El Po corregido se calcula multiplicando el valor obtenido de la curva por el factor de corrección. En el caso del reactor 1, el valor de "fc" es 1,15, lo que resulta en un Po de 6,93.

Finalmente, utilizando la Ecuación 3.8, se calcula la potencia necesaria para el sistema de agitación en el primer reactor, obteniendo un resultado de 832,18 kW.

3.4.4.2. Sistema de agitación del segundo reactor

En la *Tabla 3.19* se detallan las composiciones máscas y molares que presenta el segundo reactor en su interior.

Tabla 3.19. Composiciones de la mezcla del segundo reactor.

| Compuesto | Composición máscas | Composición molar |
|-----------|--------------------|-------------------|
| Aceite | 0,1815 | 0,0498 |
| Biodiesel | 0,7570 | 0,5626 |
| Metanol | 0,0542 | 0,3703 |
| Glicerol | 0,0073 | 0,0173 |

En este caso, la densidad de la mezcla resultó ser 885,15 kg/m³, la viscosidad de la mezcla es 0,0021 Pa.s y el Reynolds, 1,643.10⁶.

Al igual que en el primer reactor, se determinó que la relación entre el diámetro del reactor y el del impulsor es de 4. Por lo tanto, el diámetro del impulsor resultó ser 0,623 m. Además, se calculó la relación Zl / Di obteniendo un valor de 4,2.

El agitador es el mismo que se seleccionó en el reactor 1 (turbina de 6 palas). Por lo tanto, de manera análoga al primer reactor, se utiliza la curva 2, obteniendo un número de potencia (Po) de 6 en la intersección (*Figura 3.13*). A continuación, se aplica la corrección utilizando el factor f_c , calculado mediante la *Ecuación 3.9*, que en este caso es 1,198. El valor del Po corregido es 7,19.

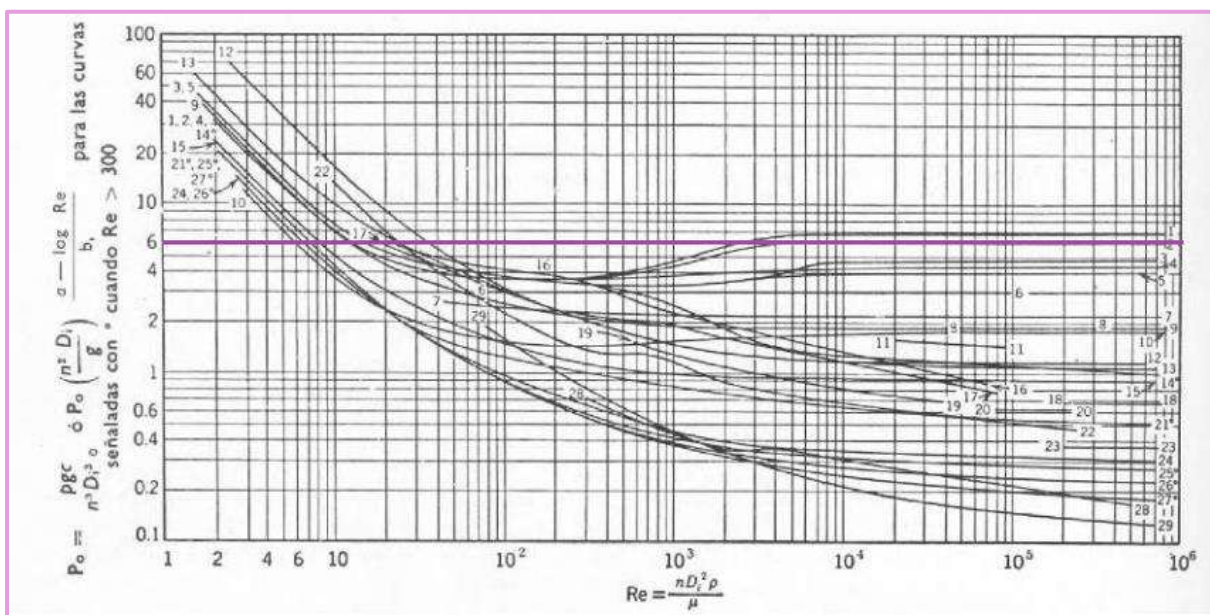


Figura 3.13. Cálculo del número de Po para el segundo reactor.

Finalmente, con la *Ecuación 3.8*, se calcula la potencia que requiere el sistema de agitación en el segundo reactor, la cual resulta ser de 596,33 kW.

3.4.5. Diseño térmico

3.4.5.1. Aislación del reactor

Es absolutamente necesario aplicar un aislante al reactor, ya que es importante mantener la superficie del equipo a una temperatura constante para garantizar su operación isotérmica. Además, este aislante proporciona la ventaja adicional de permitir que los operarios accedan al reactor con las debidas medidas de seguridad, evitando quemaduras y posibles daños físicos.

El cálculo del espesor del aislante necesario se fundamenta en la transferencia de calor por convección y conducción. La *Figura 3.14* muestra un esquema que representa las temperaturas y los radios de las paredes del reactor, así como el aislante mencionado.

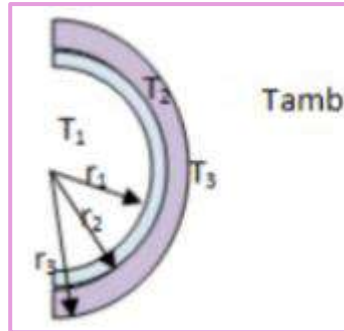


Figura 3.14. Esquema del reactor.

Donde:

- T1: temperatura en la pared interna del reactor.
- T2: temperatura en la pared interfaz entre el reactor y el aislante.
- T3: temperatura en la pared externa del aislante.
- r1: radio interno de la pared del reactor.
- r2: radio externo de la pared del reactor.
- r3: radio externo del aislante.

El radio interno del reactor (r1) se determinó previamente (*Tabla 3.15*), por lo que es necesario calcular el espesor del reactor para poder conocer el valor de r2. Este último se calcula utilizando la *Ecuación 3.10*, extraída de la norma API 653.^[3.23]

$$t_d = \frac{2,6 \cdot D_t \cdot (H - 1) \cdot G}{S_d} + Ca$$

Ecuación 3.10.

Donde:

- td: espesor del reactor en in.
- Dt: diámetro del tanque en ft.
- H: nivel de diseño del líquido en ft.
- G: gravedad específica de diseño del líquido almacenado.
- Ca: tolerancia para la corrosión.
- Sd: esfuerzo admisible para la condición de diseño en psi.

La norma establece que la tolerancia para la corrosión (Ca) presenta un valor de 0,2 in y el esfuerzo admisible (Sd) es de 2002 psi. Luego, la gravedad específica es el cociente entre la densidad de la mezcla, determinada anteriormente, y la densidad del agua.

Finalmente, dado que los reactores presentan distintos volúmenes, se determinó el espesor del reactor para cada uno de ellos reemplazando los valores de las variables en la *Ecuación 3.10*.

$$td_{R1}=7,2 \text{ mm} \quad \text{y} \quad td_{R2}=6,9 \text{ mm}$$

El espesor del aislante para cada reactor se determina resolviendo el balance de energía mostrado en la *Figura 3.15*, el cual se planteó en base al esquema mostrado en la *Figura 3.14*.

$$Q = 2 \cdot \pi \cdot r_1 \cdot H \cdot h_{fluido} \cdot (T_{\infty fluido} - T_1)$$

$$Q = \frac{2 \cdot \pi \cdot H \cdot k_{acero} \cdot (T_1 - T_2)}{\ln(r_2/r_1)}$$

$$Q = \frac{2 \cdot \pi \cdot H \cdot k_{aislante} \cdot (T_2 - T_3)}{\ln((r_2 + e_{aislante})/r_2)}$$

$$Q = 2 \cdot \pi \cdot (r_2 + e_{aislante}) \cdot H \cdot h_{aire} \cdot (T_3 - T_{amb})$$

Figura 3.15. Balances de energía en el reactor.

Cabe destacar que, a partir de este sistema de ecuaciones, no solo se puede determinar el espesor del aislante, sino que también el calor transferido Q y las temperaturas T1 y T2. El resto de las variables se detallan a continuación en la *Tabla 3.20*.^[3.24]

Tabla 3.20. Parámetros para el balance de energía.

| Parámetro | Valor | Detalle |
|---------------------|--|--|
| $T_{\infty fluido}$ | 60°C | Temperatura dentro del reactor. |
| h_{fluido} | <p>Para el primer reactor:</p> $h_{fluido} = 316,29 \frac{W}{m^2 \cdot K}$ <p>Para el segundo reactor:</p> $h_{fluido} = 325,78 \frac{W}{m^2 \cdot K}$ | <p>Su valor va a depender del reactor:</p> $h_{fluido} = \frac{Nu \cdot k_{fluido}}{D_{tanque}}$ <p>Donde:</p> $k_{fluido} = 0,173 \frac{W}{m \cdot K}$ <p>Este valor se obtiene del promedio de las conductividades térmicas del biodiesel y metanol ya que se encuentran en mayor proporción en la mezcla.</p> |

| Parámetro | Valor | Detalle |
|----------------|--|--|
| h_{aire} | Para el primer reactor: $h_{aire} = 8,7 \frac{W}{m^2 \cdot K}$ Para el segundo reactor: $h_{aire} = 9,3 \frac{W}{m^2 \cdot K}$ | Los valores fueron calculados de la siguiente forma: $h_{aire} = \frac{Nu \cdot k_{aire}}{Lc}$ Donde, según bibliografía, la conductividad del aire es: $k_{aire} = 0,025 \frac{W}{m \cdot K}$ Y la longitud característica es el nivel de líquido en el reactor, es decir, H. |
| k_{acero} | $k_{acero} = 15,6 \frac{W}{m \cdot K}$ | Valor extraído de bibliografía. |
| $k_{aislante}$ | $k_{aislante} = 0,036 \frac{W}{m \cdot K}$ | Se consideró la conductividad térmica de la lana de vidrio ya que es un aislante comercial muy efectivo, dicho dato fue extraído de bibliografía. |
| T_3 | 40°C | Asegura una condición segura para el operario. |
| T_{amb} | 20°C | - |

Es importante destacar que para el cálculo del número adimensional Nusselt (Nu), se utilizaron distintas correlaciones de acuerdo con el fluido en cuestión.

- **Aire:**

Inicialmente, se determinó el valor del Reynolds, donde se puede observar que se obtiene un flujo turbulento en ambos reactores.

$$Re_{R1} = 7,41 \cdot 10^5 \text{ y } Re_{R2} = 5,18 \cdot 10^5$$

Es importante destacar los siguientes puntos:

- ✓ La longitud característica es la altura del nivel de líquido del tanque: H.
- ✓ La densidad del aire a 20°C: 1,204 kg/m³.
- ✓ La viscosidad del aire a 20°C: 1,825 · 10⁻⁵ kg/m.s.
- ✓ La velocidad del aire a 20°C: 4 m/s.

Finalmente, la Ecuación 3.11 es la expresión que se utilizó para poder determinar el Nusselt, teniendo en cuenta que el número Prandtl (Pr) se obtiene de bibliografía y resulta ser 0,731 para 20°C.^[3,24]

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

Ecuación 3.11.

→ Reactor 1: Nu = 971,8.

→ Reactor 2: Nu = 727,2.

- **Mezcla dentro del reactor:**

Como se muestra en la *Ecuación 3.12*, se determinó el número adimensional de Prandtl (Pr). La capacidad calorífica de la mezcla (C_{pM}) se determina como la sumatoria de $w_i \cdot C_{p_i}$ donde w_i es la fracción másica de cada componente, y la conductividad del fluido se calculó como un promedio entre la conductividad térmica del biodiesel y el metanol, tal como se explicó en la *Tabla 3.20*.

$$Pr = \frac{\mu_{fluido} \cdot C_{pM}}{k_{fluido}} \quad \text{Ecuación 3.12.}$$

Finalmente, se determinó el valor de Nusselt a partir de la *Ecuación 3.13*, teniendo en cuenta que las relaciones Di/Dt y Zi/Dt son las definidas anteriormente en el sistema de agitación.^[3.25]

$$Nu = 1,22 \left(\frac{Di^2 \cdot N}{\mu_{fluido}}\right)^{0,651} \cdot Pr^{0,333} \cdot \left(\frac{Di}{Dt}\right)^{0,166} \cdot \left(\frac{Zi}{Dt}\right)^{0,157} \quad \text{Ecuación 3.13.}$$

Donde:

- Di : diámetro del impulsor.
- N : velocidad de agitación (600 rpm).
- Dt : diámetro del tanque.
- Zi : altura del impulsor.

Para la mezcla dentro del primer reactor se obtiene un valor de Nu = 4891 y para el segundo reactor, Nu = 4695.

Por lo tanto, a partir de los valores de la *Tabla 3.20*, el cálculo de los radios r_1 y r_2 y las ecuaciones que resultan del balance de energía (*Figura 3.15*), se determinó el calor a transferir junto con sus temperaturas y el espesor de aislante necesario. En la *Tabla 3.21* se muestran resumidos los valores.

Tabla 3.21. Resolución del sistema de ecuaciones con aislante.

| Reactor 1 | | | | |
|---------------------|----------|----------|------------------|--------------------------------|
| Calor transferido Q | T1 | T2 | Espesor aislante | Área de transferencia de calor |
| 4138 W | 332,45 K | 332,36 K | 4,00 mm | 23,77 m ² |
| Reactor 2 | | | | |
| Calor transferido Q | T1 | T2 | Espesor aislante | Área de transferencia de calor |
| 3886 W | 332,42 K | 332,34 K | 3,73 mm | 22,15 m ² |

Se puede observar que el segundo reactor requiere un menor espesor de aislante que el primer reactor debido a que el calor que se transfiere en el reactor 2 es menor que el primero. Además, como se mencionó en la *Tabla 3.20*, el aislante a utilizar es lana de vidrio, ya que resulta ser muy efectivo. Sin embargo, comercialmente, el espesor mínimo disponible es de 20 mm, por lo que se utiliza este, asegurando una buena aislación, ya que es superior al requerido en ambos reactores. Por ello, se recalcularon las pérdidas de calor y las diferentes temperaturas teniendo en cuenta que el aislante tendrá un espesor de 20 mm, los resultados se encuentran en la *Tabla 3.22*.^[3.26]

Tabla 3.22. Resolución del sistema de ecuaciones con aislante de 20 mm.

| Reactor 1 | | | | |
|---------------------|----------|----------|----------|--------------------------------|
| Calor transferido Q | T1 | T2 | T3 | Área de transferencia de calor |
| 1418,0 W | 332,81 K | 332,78 K | 299,78 K | 24,05 m ² |
| Reactor 2 | | | | |
| Calor transferido Q | T1 | T2 | T3 | Área de transferencia de calor |
| 935,2 W | 332,81 K | 332,79 K | 299,40 K | 22,44 m ² |

Por último, se calculó el calor transferido en ausencia del aislante, observando que este es mayor, lo que provoca un aumento de temperatura en la superficie externa del reactor pudiendo causar daños por quemaduras al operario. Los valores obtenidos se muestran en la *Tabla 3.23*.

Tabla 3.23. Resolución del sistema de ecuaciones sin aislante.

| Reactor 1 | | |
|---------------------|----------|----------|
| Calor transferido Q | T1 | T2 |
| 7997 W | 331,93 K | 331,77 K |
| Reactor 2 | | |
| Calor transferido Q | T1 | T2 |
| 5571 W | 331,89 K | 331,73 K |

El uso de un aislante adecuado y de espesor óptimo permite minimizar las pérdidas de calor hacia el exterior. Al comparar este valor con el calor intercambiado al usar aislante, se puede observar que se evita un 83% de las pérdidas de energía al colocar el aislante.

3.4.5.2. Sistema de intercambio en el primer reactor

Para hacer una operación isotérmica, se hace imperativo realizar el diseño térmico adecuado.

El primer paso para el diseño consiste en hallar las composiciones de reactivos y productos a la salida del primer reactor, por lo que se resuelven los balances de masa (Ecuación 3.14) en función de la temperatura. Es importante destacar que la temperatura afecta la velocidad de reacción debido a su impacto en la constante cinética. El volumen utilizado en este balance es el de reacción, es decir, el volumen del reactor afectado por el nivel del líquido dentro del mismo, $V_1 = 0,75 \cdot V_{\text{reactor}} = 15,75 \text{ m}^3$ y por otro lado, el caudal volumétrico presenta un valor de $Q_1 = 0,452 \text{ m}^3/\text{min}$.

A continuación, se expresan los balances de masa en el primer reactor donde solo hay concentración inicial de los triglicéridos y del metanol.

$$\begin{aligned}
 C_{Tri_1} &= C_{Tri_0} - vel_1 \cdot \frac{V_1}{Q_1} \\
 C_{Di_1} &= (vel_1 - vel_2) \cdot \frac{V_1}{Q_1} \\
 C_{Mono_1} &= (vel_2 - vel_3) \cdot \frac{V_1}{Q_1} \\
 C_{Bio_1} &= (vel_1 + vel_2 + vel_3) \cdot \frac{V_1}{Q_1} \\
 C_{Met_1} &= C_{Met_0} + (-vel_1 - vel_2 - vel_3) \cdot \frac{V_1}{Q_1} \\
 C_{GII_1} &= (vel_3) \cdot \frac{V_1}{Q_1}
 \end{aligned}$$

Ecuación 3.14.

En base a las concentraciones de cada compuesto, se puede calcular el calor generado por la reacción (Ecuación 3.15), el cual tiene un valor de $9,652 \cdot 10^6 \text{ J/min}$ a la temperatura de operación. El signo positivo indica que la reacción es exotérmica, es decir, se genera calor. Por lo tanto, para mantener el reactor operando de manera isotérmica, es necesario extraer el calor producido.

$$Q_G(T) = (-\Delta H_{rxn1} \cdot vel_1 - \Delta H_{rxn2} \cdot vel_2 - \Delta H_{rxn3} \cdot vel_3) \cdot V$$

Ecuación 3.15.

Para alcanzar el estado de isothermicidad, se opta por implementar un sistema de intercambio de calor, utilizando agua como fluido refrigerante.

La primera consideración en el sistema de intercambio es la elección entre una camisa térmica o un serpentín ubicado dentro del reactor. Debido a la mayor eficiencia en el área de transferencia de calor con relación al volumen, se decide optar por la disposición del serpentín.

El coeficiente global de transferencia de calor en un intercambiador de calor, donde el fluido frío consiste en agua y el fluido caliente consiste en un solvente orgánico, se establece en el siguiente valor: ^[3.27]

$$U = 45000 \frac{J}{\text{min. m}^2 \cdot K}$$

El agua empleada como refrigerante en el reactor forma parte de un sistema cerrado. Inicia su recorrido ingresando al serpentín del reactor a una temperatura de entrada (T_{co}), se calienta hasta alcanzar una temperatura de salida (T_{sal}), y luego es dirigida a una torre de enfriamiento donde se enfría nuevamente hasta llegar a la temperatura T_{co} , antes de volver a utilizarse.

Para escoger la temperatura de ingreso al serpentín, se consideró el escenario más desfavorable, es decir, cuando el agua ingresa a la temperatura más elevada. Las temperaturas más altas en Avellaneda, Santa Fe, donde se prevé ubicar la planta, se registran durante los meses de diciembre y enero, alcanzando un máximo de 32°C con una humedad del 72%. ^[3.28]

Se ha determinado que, en condiciones ideales con una torre de enfriamiento de tamaño infinito, el agua podría ser enfriada hasta alcanzar la temperatura de bulbo húmedo ($T_{bh} = 27^\circ\text{C}$) del aire que ingresa a la torre. Sin embargo, por razones prácticas, como el costo de operación y los materiales, no es viable utilizar un equipo de refrigeración excesivamente grande. Por lo tanto, en el diseño se considera que el agua de salida se enfríe hasta 5°C por encima de la temperatura de bulbo húmedo del aire que ingresa, determinada mediante una carta psicométrica (*Figura 3.16*) utilizando la temperatura y humedad del aire de entrada. Finalmente, el agua debe salir de la torre de enfriamiento e ingresar al serpentín del reactor a una temperatura (T_{co}) de 32°C.

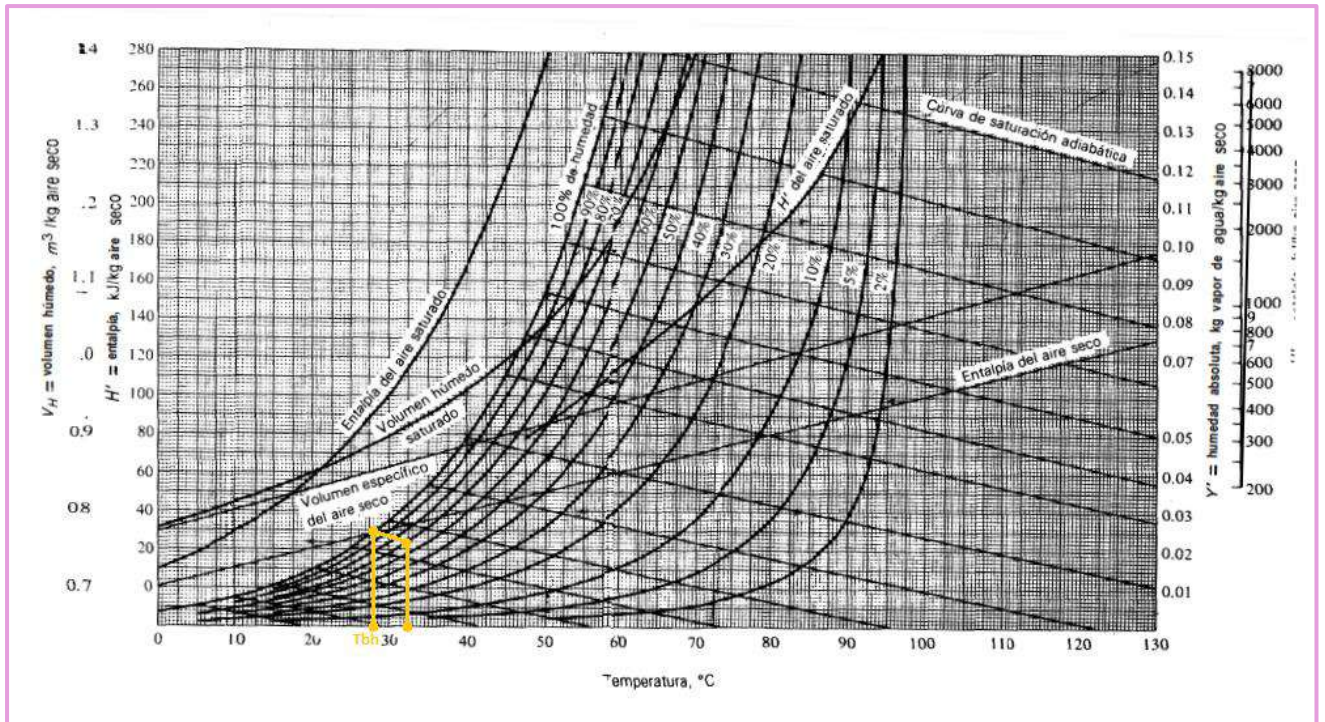


Figura 3.16. Carta psicrométrica.

La temperatura de salida se seleccionó de modo que siempre exista una diferencia de temperatura de 10 °C entre el agua y el flujo dentro del reactor, asegurando así una fuerza impulsora suficiente para la transferencia de calor. Por esta razón, se establece que la temperatura de salida (T_{sal}) sea de 323K, considerando que la temperatura del reactor es de 333K.

A partir de las temperaturas designadas, el calor generado (Q_G), calculado con la Ecuación 3.15, la capacidad calorífica del agua y el $Q_{pérdidas}$ determinado en la Tabla 3.22, se calculó el flujo másico de refrigerante requerido a partir de la Ecuación 3.16, dando como resultado 128,26 kg/min.

$$G_w = \frac{Q_G - Q_{pérdidas}}{c_{p_w} \cdot (T_{c_o} - T_{sal})} \quad \text{Ecuación 3.16.}$$

Según bibliografía, se establece que la velocidad óptima para la circulación del agua en los tubos es de 0,375 ft/s. Utilizando la densidad del agua y esta velocidad de circulación, se calcula el caudal volumétrico y el área transversal del serpentín mediante las Ecuaciones 3.17 y 3.18, respectivamente.^[3.29]

$$Q_{serp} = \frac{G_w}{\rho_{agua}} \quad \text{Ecuación 3.17.}$$

$$A_{T,serp} = \frac{Q_{serp}}{v_{agua}} = 0,019m^2 \quad \text{Ecuación 3.18.}$$

Luego, a partir del área transversal de serpentín, se calculó el diámetro necesario.

$$A_{T,serp} = \pi \cdot \frac{D_{serp}^2}{4} \rightarrow D_{serp} = 0,154 \text{ m}$$

Ante este resultado del diámetro del serpentín, se optó por utilizar el comercializado como 6 in, cédula 40, que corresponde con un diámetro interno de 0,154 m.^[3.30]

Además, es factible calcular el área de transferencia de calor necesaria para lograr la extracción requerida y mantener una operación isotérmica. Este cálculo se realizó mediante la aplicación de la *Ecuación 3.20*, considerando el DTML obtenido mediante la *Ecuación 3.19*.

$$DTML = \frac{T_{sal} - T_{c_o}}{\ln\left(\frac{T_{op} - T_{c_o}}{T_{op} - T_{sal}}\right)} \quad \text{Ecuación 3.19.}$$

$$A_{transferencia} = \frac{-Q_G}{U \cdot (DTML)} = 12,27 \text{ m}^2 \quad \text{Ecuación 3.20.}$$

Por último, se determinó la longitud del serpentín requerida para lograr la transferencia de calor necesaria:

$$L_{serpentin} = \frac{A_{transferencia}}{\pi \cdot D_{serp}} = 25,36 \text{ m}$$

En la *Tabla 3.24* se resumen las características constructivas del serpentín que se encuentra en el primer reactor.

Tabla 3.24. Características constructivas para el serpentín del reactor 1.

| Característica | Valor |
|---|-------|
| Área transversal [m ²] | 0,019 |
| Largo [m] | 25,36 |
| Diámetro [m] | 0,154 |
| Área de transferencia [m ²] | 12,27 |

Por otro lado, en un tanque agitado, es fundamental analizar la posibilidad de múltiples estados estacionarios para garantizar la estabilidad, eficiencia y control del proceso.

Para el análisis, se evalúa el calor transmitido, que depende tanto de las características del serpentín como de los flujos molares en la salida del reactor (F_i) tal como se visualiza en la *Ecuación 3.21*. Es importante señalar que, dado que la temperatura del

serpentín no puede considerarse constante, el cálculo del calor se realiza a partir del DTML.

$$Q_T(T) = - \left[\left(\sum F_i \cdot c p_i \right) * (T - T_{op}) - U \cdot A_{transferencia} \cdot \left(\frac{T_{c_o} - T_{sal}}{\ln \left(\frac{T - T_{c_o}}{T - T_{sal}} \right)} \right) \right] \quad \text{Ecuación 3.21.}$$

En la *Figura 3.17* se presentan el calor generado y el calor transmitido en función de la temperatura. El calor transmitido muestra una tendencia prácticamente lineal, mientras que el calor generado sigue el patrón típico de una reacción reversible exotérmica. A temperaturas más bajas, el calor aumenta debido a que se favorece la reacción directa que libera calor. Este aumento continúa hasta alcanzar un máximo a cierta temperatura. A partir de ese punto, a temperaturas más elevadas, el calor generado comienza a disminuir debido a que se favorece la reacción inversa.

Uno de los aspectos más destacados en el gráfico es que el calor generado y el calor transmitido se intersecan en un solo punto, el cual corresponde a la temperatura de operación. Este cruce confirma la existencia de un único estado estacionario.

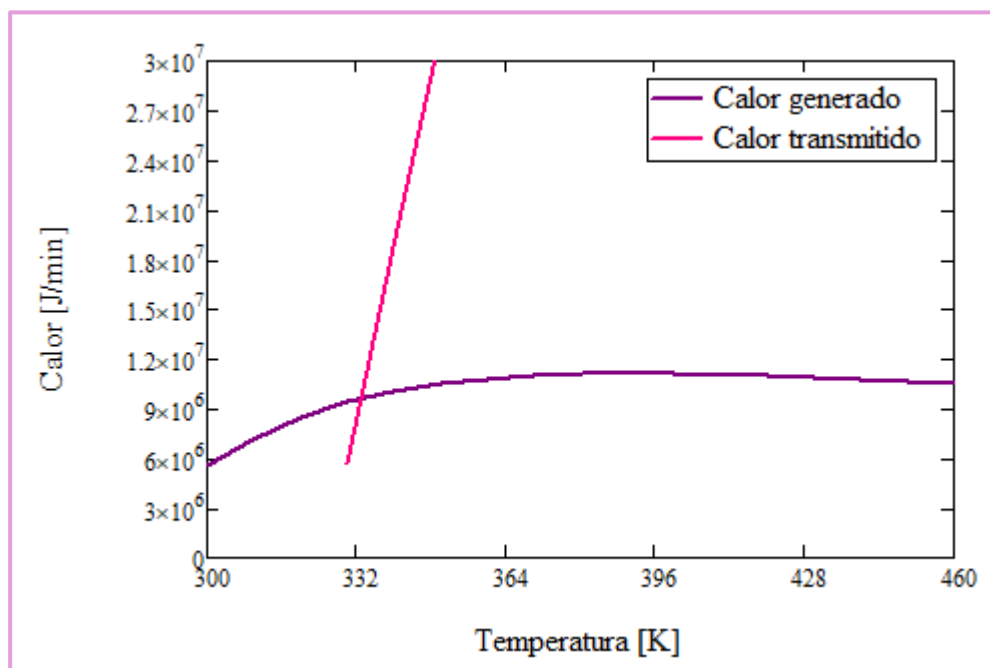


Figura 3.17. Calor generado y transmitido en función de la temperatura.

3.4.5.3. Sistema de intercambio en el segundo reactor

Nuevamente, se procede a determinar las composiciones de los compuestos, pero esta vez a la salida del segundo reactor. Para ello, se resuelven los balances de masa, descritos en la *Ecuación 3.22*. Es importante destacar que las concentraciones de entrada al reactor (indicadas en el balance con el subíndice "2") coinciden con las

salidas del sistema de separación. Estos valores se obtuvieron a partir del simulador Unisim Design.

El volumen efectivo de reacción es $V_2 = 0,75 \cdot V_{\text{reactor}} = 12,75 \text{ m}^3$, mientras que el caudal volumétrico es $Q_2 = 0,407 \text{ m}^3/\text{min}$.

Al resolver los balances, se obtienen las concentraciones a la salida del segundo reactor, las cuales se indican con el subíndice "3".

$$C_{Tri_3} = C_{Tri_2} - vel_1 \cdot \frac{V_2}{Q_2}$$

$$C_{Di_3} = C_{Di_2} + (vel_1 - vel_2) \cdot \frac{V_2}{Q_2}$$

$$C_{Mono_3} = C_{Mono_2} + (vel_2 - vel_3) \cdot \frac{V_2}{Q_2}$$

$$C_{Bio_3} = C_{Bio_2} + (vel_1 + vel_2 + vel_3) \cdot \frac{V_2}{Q_2}$$

$$C_{Met_3} = C_{Met_2} + (-vel_1 - vel_2 - vel_3) \cdot \frac{V_2}{Q_2}$$

$$C_{Gli_3} = C_{Gli_2} + (vel_3) \cdot \frac{V_2}{Q_2}$$

Ecuación 3.22.

Al igual que para el reactor 1, se calcula el calor generado a la temperatura de operación con la Ecuación 3.15 con $V=V_2$. Como resultado se obtiene un calor de $8,58 \cdot 10^5 \text{ J/min}$ donde el signo positivo indica la necesidad de utilizar nuevamente agua de enfriamiento para mantener una operación isotérmica.

Considerando las mismas temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento utilizadas para el reactor 1, se calcula el flujo másico requerido mediante la Ecuación 3.16, obteniéndose un resultado de $11,39 \text{ kg/min}$.

Siguiendo el mismo procedimiento aplicado anteriormente, se determinan las características constructivas del serpentín necesarias para mantener la operación isotérmica. Los resultados se presentan en la Tabla 3.25.

Tabla 3.25. Características constructivas para el serpentín del reactor 2.

| Característica | Valor |
|---|-------|
| Área transversal [m ²] | 0,002 |
| Largo [m] | 7,085 |
| Diámetro [m] | 0,049 |
| Área de transferencia [m ²] | 1,091 |

Cabe destacar que, ante el resultado del diámetro del serpentín, se optó por utilizar el comercializado como 2 in, cédula 80, ya que coincide con el diámetro interno calculado.^[3.30]

Por último, se analizó la existencia de múltiples estados estacionarios, se calculó el calor transmitido utilizando la *Ecuación 3.21*, donde los flujos de salida del segundo reactor se obtienen del simulador. En la *Figura 3.18* se muestra la relación entre el calor generado y el calor transmitido en función de la temperatura. Esta representación gráfica demuestra la existencia de un único estado estacionario, que coincide con la temperatura de operación.

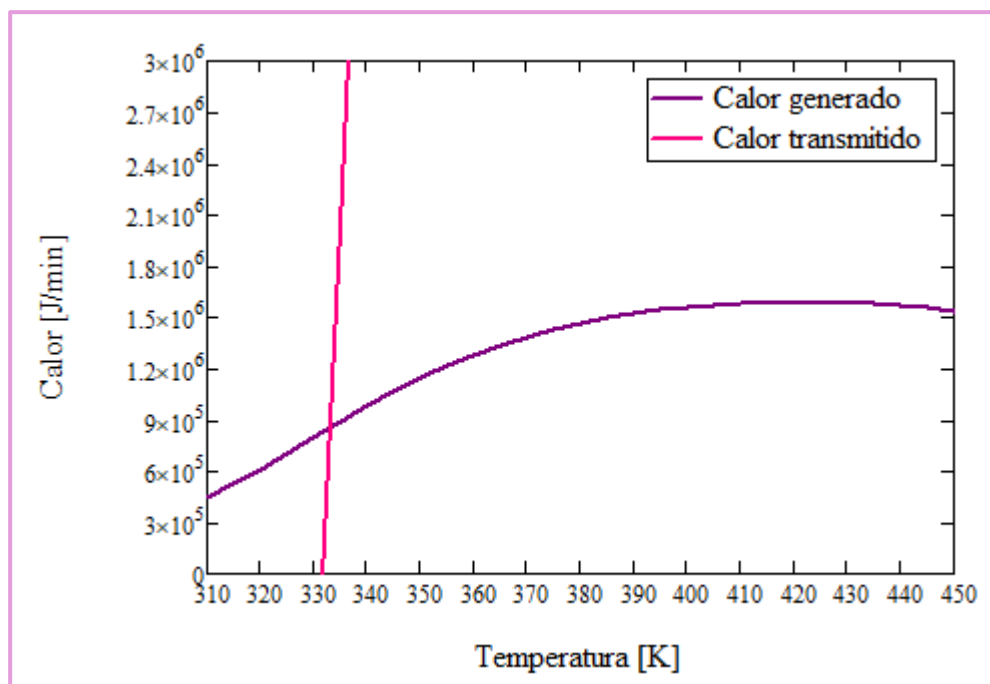


Figura 3.18. Calor generado y transmitido en función de la temperatura.

3.5. Sistema de control

Esta sección propone describir brevemente si son necesarios lazos de control, cuáles y por qué. Los dos reactores operan de manera isotérmica y la reacción que se lleva a cabo es exotérmica, por lo que es importante controlar la temperatura en cada uno de ellos. Para ello, la variable a manipular para asegurar que se trabaja en las condiciones deseadas es el caudal del fluido de enfriamiento. Sin embargo, se debe tener en cuenta que la temperatura del fluido auxiliar afectará el calor extraído. Es decir, si el agua refrigerante ingresa a una temperatura menor a la requerida, extraerá más calor, lo que podría llevar al proceso a una condición no deseada. Por lo tanto, se plantea el uso de un control en cascada donde la variable principal a controlar es la temperatura del reactor y la variable secundaria es la temperatura del fluido auxiliar, considerando como variable manipulada el caudal del agua refrigerante para ambos reactores.

En la *Figura 3.19* se representa el diagrama en bloques del sistema de control, el cual es el mismo para ambos reactores.

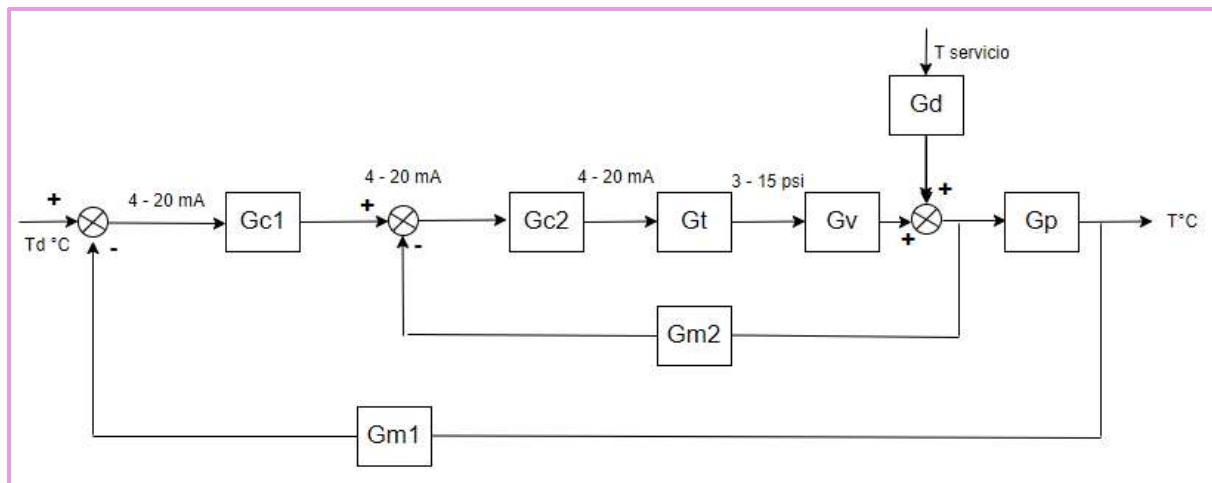


Figura 3.19. Diagrama en bloques para el control eléctrico en cascada.

Donde:

- Gm1 y Gm2: funciones de transferencia de los medidores.
- Gc1 y Gc2: funciones de transferencia de los controladores, en este caso hay dos por tratarse de un control en cascada.
- Gt: función de transferencia del transductor.
- Gv: función de transferencia de la válvula neumática.
- Gp: función de transferencia del proceso.
- Gd: función de transferencia de la perturbación.
- T servicio: temperatura del agua de refrigeración para el caso del primer reactor, o la temperatura del fluido calefactor para el segundo reactor.

La *Tabla 3.26* describe brevemente las variables de entrada, salida y alimentación en caso de ser necesario. Asimismo, se menciona el instrumento a utilizar en cada caso.

Tabla 3.26. Control electrónico en cascada.

| CONTROL PRIMARIO | |
|---|---|
| Variable a medir: temperatura del reactor | Instrumento: pT-100 Variable de entrada: -100°C a 200°C ^[3.31] Variable de salida: 4 mA a 20 mA Alimentación: eléctrica |
| Variable a manipular: caudal de agua de enfriamiento | Instrumento: válvula neumática aire cierra Variable de entrada: 3 psi a 15 psi |
| CONTROL SECUNDARIO | |
| Variable a medir: temperatura del agua de enfriamiento | Instrumento: pT-100 Variable de entrada: -100°C a 200°C ^[3.31] Variable de salida: 4 mA a 20 mA |

| | |
|---|--|
| | Alimentación: eléctrica |
| Variable a manipular: caudal de agua de enfriamiento | Instrumento: válvula neumática Variable de entrada: 3 psi a 15 psi |
| SISTEMA DE CONTROL | |
| Controlador electrónico en cascada | Alimentación: eléctrica Variable de entrada: 4 mA a 20 mA Variable de salida: 4 mA a 20 mA |
| Transductor: entre el controlador eléctrico y la válvula neumática | Variable de entrada: 4 mA a 20 mA Variable de salida: 3 psi a 15 psi Alimentación: 20 psi |
| Registrador | Variable de entrada y de salida eléctrica Alimentación: eléctrica |

Cabe destacar que, por medidas de seguridad, para ambos reactores se optó por una válvula neumática aire cierra, de manera de que si se corta el suministro de aire, la válvula queda abierta, sigue circulando agua de enfriamiento y no se eleva la temperatura dentro del reactor.

Otra variable a controlar es el caudal de la corriente que contiene mayoritariamente biodiesel que se obtiene a la salida del segundo reactor (corriente R5), ya que es necesario verificar que se está produciendo la cantidad deseada. La variable a manipular es el caudal del aceite que ingresa en el primer reactor y, dado que es necesario mantener una relación 6:1 entre este y el metanol, se implementa un control por relación. Es importante mencionar que este control por relación se aplica en ambos reactores.

En la *Figura 3.20* se presenta el diagrama en bloques del control neumático para el primer reactor. En este sistema, se mide el caudal de biodiesel a la salida del proceso y, en función de esta medición, se ajusta el caudal de aceite que ingresa al reactor junto con el caudal de metanol fresco. La modificación del caudal de metanol fresco se realiza si no se cumple la relación 6:1 con el aceite. Es por ello que se incorpora un divisor en el sistema de control que compara la relación deseada con la obtenida.

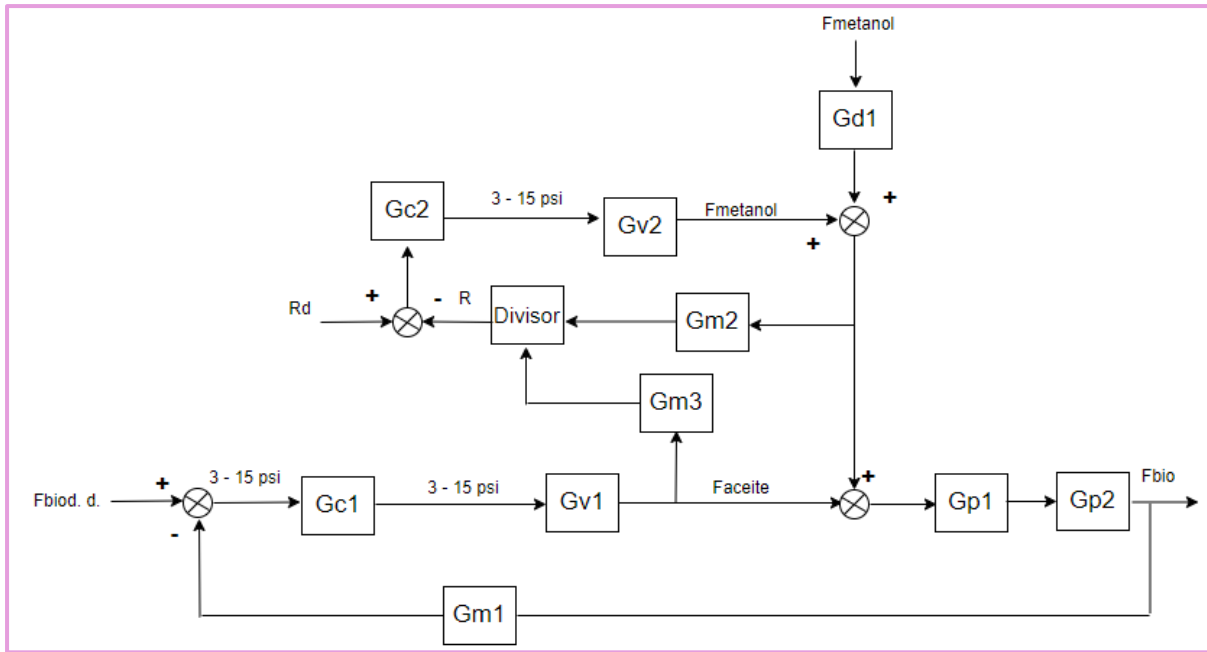


Figura 3.20. Diagrama en bloques del control neumático para el primer reactor.

Donde:

- Gm1, Gm2 y Gm3: funciones de transferencia de los medidores.
- Gc1 y Gc2: funciones de transferencia de los controladores, uno para controlar el caudal de biodiesel que se produce y otro para que se cumpla la relación 6:1.
- Gv1 y Gv2: función de transferencia de la válvula neumática.
- Gp y Gp2: función de transferencia del proceso, una correspondiente al primer reactor y otra al resto del sistema.
- Gd1: función de transferencia de la perturbación.
- Divisor: calcula la relación (R) entre el aceite y el metanol, que luego es comparada con la deseada (Rd).

En la *Tabla 3.27* se detallan las variables de entrada y salida, incluidos sus respectivos rangos, y se indica si se requiere alimentación en ciertos instrumentos.

Tabla 3.27. Control del caudal de biodiesel a la salida del segundo reactor.

| CONTROL PRINCIPAL EN EL PRIMER REACTOR | |
|---|--|
| Variable a medir: caudal de biodiesel a la salida del purificador P6 | Instrumento: placa orificio más dPT Variable de entrada: diferencia de presión de la placa orificio. Variable de salida: 3 psi a 15 psi Alimentación: 20 psi al dPT |
| Variable a manipular: caudal de aceite en P3 | Instrumento: válvula neumática aire abre Variable de entrada: 3 psi a 15psi |

| CONTROL POR RELACIÓN EN EL PRIMER REACTOR | |
|--|--|
| Variable a medir: caudal de metanol después del reciclo (R3) y caudal del aceite después de la válvula neumática (P3) | Instrumento: placa orificio más dPT Variable de entrada: diferencia de presión de la placa orificio. Variable de salida: 3 psi a 15 psi Alimentación: 20 psi al dPT |
| Variable a manipular: caudal de metanol en la corriente fresca | Instrumento: válvula neumática aire abre Variable de entrada: 3 psi a 15psi |
| SISTEMA DE CONTROL | |
| Controlador neumático | Alimentación: 20 psi Variable de entrada: 3 psi a 15psi Variable de salida: 3 psi a 15psi |
| Transductor: antes del registrador | Variable de entrada: 3 psi a 15psi Variable de salida: 4 mA a 20mA Alimentación: eléctrica |
| Registrador | Variable de entrada: 4 mA a 20mA Alimentación: eléctrica |

La *Figura 3.21* muestra el diagrama en bloques para el segundo reactor, donde se emplea un control por relación para garantizar el cumplimiento de la proporción 6:1 entre el aceite que ingresa al reactor en la corriente S1 y el metanol en la corriente R4.

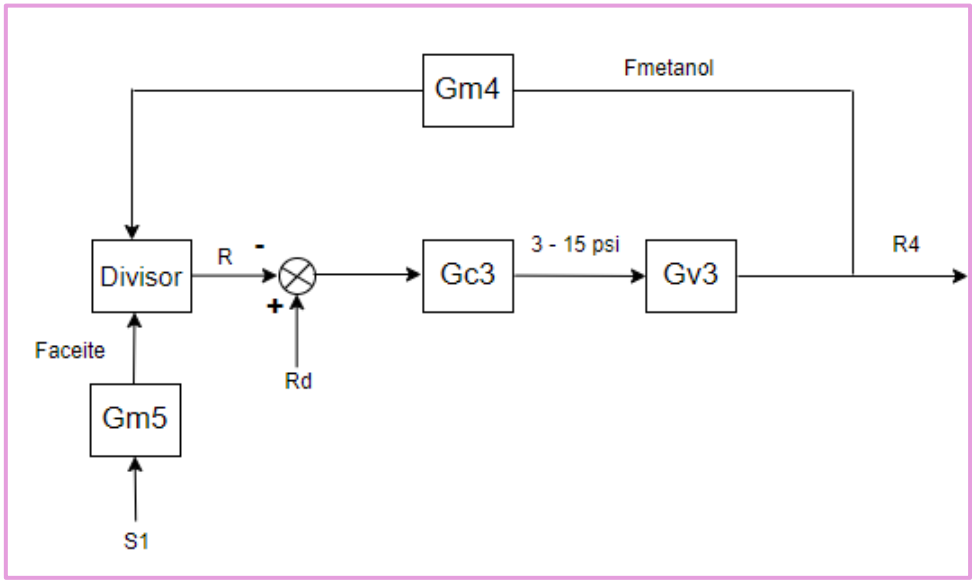


Figura 3.21. Diagrama en bloques del sistema de control para el segundo reactor.

En la *Tabla 3.28* se detalla el sistema de control para el segundo reactor ilustrado en la última figura.

Tabla 3.28. Sistema de control del segundo reactor.

| CONTROL POR RELACIÓN EN EL SEGUNDO REACTOR | |
|---|--|
| Variable a medir: caudal de metanol a la entrada del segundo reactor R4 y el caudal del aceite después del separador L1I | Instrumento: placa orificio más dPT Variable de entrada: diferencia de presión de la placa orificio. Variable de salida: 3 psi a 15 psi Alimentación: 20 psi al dPT |
| Variable a manipular: caudal de metanol en la derivación D4 | Instrumento: válvula neumática aire abre Variable de entrada: 3 psi a 15psi |
| Controlador neumático por relación | Alimentación: 20 psi Variable de entrada: 3 psi a 15psi Variable de salida: 3 psi a 15psi |
| Transductor: antes del registrador | Variable de entrada: 3 psi a 15 psi Variable de salida: 4 mA a 20mA Alimentación: eléctrica |
| Registrador | Variable de entrada: 4 mA a 20mA Alimentación: eléctrica |

Es importante resaltar que, para regular los caudales de las corrientes de entrada de los reactivos, se han instalado válvulas aire abre para garantizar una operación segura en caso de interrupción en el suministro de aire. Además, para el control de relación, se ha elegido utilizar un tipo de divisor.

Finalmente, en cada reactor se instala un sistema de control de nivel para garantizar una altura de líquido adecuada y un funcionamiento óptimo. Este sistema actúa como una medida de seguridad, deteniendo el proceso en caso de que el nivel en el tanque reactor no alcance el valor deseado.

La Tabla 3.29 proporciona un resumen de la cantidad de controladores a implementar en el proceso.

Tabla 3.29. Controladores a implementar.

| TIPO DE CONTROLADOR | CANTIDAD |
|------------------------------------|----------|
| CONTROLADOR ELECTRÓNICO EN CASCADA | 2 |
| CONTROLADOR POR RELACIÓN (DIVISOR) | 2 |
| CONTROLADOR NEUMÁTICO | 1 |

3.6. Especificaciones constructivas/accesorios

Al abordar las especificaciones constructivas necesarias, es importante tener en cuenta el sistema de agitación previamente especificado (agitador tipo turbina Rushton con 6 paletas y baffles). Asimismo, se deben considerar los accesorios esenciales para el sistema de control, los cuales incluyen:

- El transmisor pT-100: permite conocer la temperatura dentro de los reactores.
- Válvulas neumáticas aire abre y aire cierra: permiten tener un control del caudal que ingresa al reactor.
- Válvulas reguladoras de presión de aire: regulan la presión de aire que llega a la cabeza de la válvula neumática.
- Los controladores a utilizar: neumático, electrónicos y divisores. Estos permiten tener un control sobre una variable de interés a partir de la manipulación de otra variable.
- El flotante que se coloca dentro del reactor para poder controlar el nivel del tanque.
- Los transmisores que permiten transformar la naturaleza de la señal de entrada en otra.
- Conjunto de placa orificio y dPT (transmisor de presión diferencial), que permite conocer el caudal de una corriente.

3.7. Bibliografía del capítulo 3

3.1. Franco, G. y Martha C. "Simulación del proceso de producción de biodiesel a partir de aceites vegetales en condiciones súper-críticas". Universitat Politècnica de Catalunya. Barcelona. 2013. Recuperado de: <https://core.ac.uk/download/pdf/41810657.pdf>

3.2. Aldemkhan, F. "Development of a new computer model for the simulation of cooking organic aerosol formation from heated cooking oils using Aspen Plus". Universidad de Nazarbayev. 2018. Recuperado de: <https://nur.nu.edu.kz/bitstream/handle/123456789/3206/Aldemkhan.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

3.3. National Institute of Standards and Technology (NIST).

3.4. Contreras, J. "Alternativas de aprovechamiento del glicerol". Universidad Nacional De Colombia. Colombia. 2020. Recuperado de: <https://repositorio.unal.edu.co/bitstream/handle/unal/78946/1026563183.2021.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

3.5. Olivares, P., Quesada, J., Ríos, A. y Hernández, F. "Estimation of Critical Properties of Reaction Mixtures Obtained in Different Reaction Conditions during the Synthesis of Biodiesel with Supercritical Methanol from Soybean Oil". Chemical Engineering Journal. 2013.

- 3.6. Fernández, M., Gracia, I, De Lucas, A. y Rodríguez, J. "Measurement and modeling of the high-pressure phase equilibria of CO₂-Oleoresin Capsicum". The Journal of Supercritical Fluids. 2011.
- 3.7. Rihani, D. y Doraiswamy, L. "Estimation of heat capacity of organic compounds from group contributions". National Chemical Laboratory. India. 2002. Recuperado de: <https://sci-hub.se/https://doi.org/10.1021/i160013a003>
- 3.8. Acosta, F., Castron, P. y Cortijo, E. "Manual de construcción y uso de reactor para producción de biodiesel a pequeña escala". Perú. 2008. Recuperado de: https://books.google.com.ar/books?id=g6rkHNIJFZUC&printsec=frontcover&dq=inautho+r:%22Fernando+Acosta,+Paula+Castron+y+Elsa+Cortijo%22&hl=es&newbks=1&sa=X&redir_e_sc=y#v=onepage&q&f=false
- 3.9. Garcia, A. y Sotolongo, J. "Modelación matemática de la reacción de transesterificación". Universidad de Oriente. Cuba. 2007. Recuperado de: <https://www.redalyc.org/pdf/4455/445543754013.pdf>
- 3.10. Marticorena, A., Mandagarán, B. y Campanella, E. "Análisis del Impacto Ambiental de la Recuperación de Metanol en la Producción de Biodiesel usando el Algoritmo de Reducción de Desechos WAR". Universidad Nacional del Litoral. 2010. Recuperado de: <https://www.scielo.cl/pdf/infotec/v21n1/art05.pdf>
- 3.11. "Operaciones unitarias II - Agitación y mezclado". Universidad Abierta y a Distancia de México. Recuperado de: https://dmd.unadmexico.mx/contenidos/DCSBA/BLOQUE1/BI/06/BOU2/unidad_01/descargables/BOU2_U1_Contenido.pdf
- 3.12. Uribe, A., Rivera, R., Aguilera, A. y Murrieta, E. "Agitación y mezclado". Universidad de Guanajuato. México. 2012. Recuperado de: http://repositorio.ugto.mx/bitstream/20.500.12059/6256/1/3_Agitaci%C3%B3n%20y%20mezclado.pdf
- 3.13. Castillo, K. "Caracterización teórica de parámetros del biodiesel y estudio de algunas de sus emisiones". Universidad Politécnica de Madrid. España. 2018. Recuperado de: https://oa.upm.es/53357/1/TFG_KEVIN_CASTILLO_FERNANDEZ.pdf
- 3.14. Anton Paar. "Viscosidad del metanol". Recuperado de: <https://wiki.anton-paar.com/mx-es/metanol/>
- 3.15. Vertonha, M., Delgado, L. y Lukasiewicz, G. "Characterization of the Physicochemical Properties of Different Biodiesel Samples". Universidad Tecnológica Federal de Paraná. Brasil. 2018. Recuperado de: <https://sci-hub.se/10.1590/1678-4324-smart-2018000560>
- 3.16. Ferreira, A., Egas, A., Fonseca, I., Costa, A., Abreu, D. y Lobo, L. "The viscosity of glycerol". The Journal of Chemical Thermodynamics. 2017. Recuperado de: <https://sci-hub.se/https://doi.org/10.1016/j.jct.2017.05.042>

- 3.17. Tseng, Y., Moreira, R. y Sun, X. "Total frying-use time effects on soybean-oil deterioration and on tortilla chip quality". International Journal of Food Science and Technology. 1996. Recuperado de: <https://sci-hub.se/https://doi.org/10.1046/j.1365-2621.1996.00338.x>
- 3.18. Chang, R. "Química General - 10a edición". McGraw-Hill Education. 2018.
- 3.19. Nicolalde, A. "Diseño de un reactor de transesterificación para pruebas de conversión de aceites a biodiesel". Escuela Superior Politécnica del Litoral. Ecuador. 2017. Recuperado de: <https://dspace.espol.edu.ec/retrieve/101874/D-CD88578.pdf>
- 3.20. "Diseño y construcción de un tanque didáctico con agitador de doble camisa y serpentín para el laboratorio de transferencia de calor de la Facultad de Ingeniería mecánica". Escuela Politécnica Nacional. Ecuador. 2022. Recuperado de: <https://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/23150/1/CD%2012576.pdf>
- 3.21. Huamaní, A. "Separaciones Mecánicas y Transporte de Alimentos Mezcla y Agitación". 2019. Recuperado de: <https://idoc.pub/documents/capitulo-v-mezcla-y-agitacion-liquidospdf-34wmj2m3q8l7>
- 3.22. Brown, G., Katz, D., Foust, A. y Schneidewind, R. "Operaciones básicas de la Ingeniería Química". John Wiley & Sons, Inc. Estados Unidos. 1965.
- 3.23. Restrepo, J. "Código API 650 y 653: Diseño, Montaje y Construcción de Tanques Soldados de Acero". 2007. Recuperado de: <https://www.studocu.com/cl/document/universidad-de-concepcion/estructuras-metalicas/api-650-en-espanol-pdf/11090966>
- 3.24. Cengel, Y. y Ghajar, A. "Transferencia de Calor y Masa". Cuarta Edición. Mc Graw Hill. Estados Unidos. 2004.
- 3.25. Daza, S., Prada, R., Nunhez, J. y Castilho, G. "Nusselt Number Correlation for a Jacketed Stirred Tank using Computational Fluid Dynamics". The Canadian Journal of Chemical Engineering. 2019. Recuperado de: <https://sci-hub.se/https://doi.org/10.1002/cjce.23385>
- 3.26. BlueMat. "Lana de vidrio en placas". Recuperado de: <https://bluemat.com.ar/product/lana-de-vidrio-en-placas/>
- 3.27. Cao, E. "Intercambiadores de calor. Operaciones II". Universidad de Buenos Aires. Argentina. 1983.
- 3.28. WeatherSpark. "El Clima En Avellaneda, El Tiempo Por Mes, Temperatura Promedio (Argentina)". 2023. Recuperado de: <https://es.weatherspark.com/y/28889/Clima-promedio-en-Avellaneda-Argentina-durante-todo-el-a%C3%B1o>
- 3.29. Catedra de Transferencia de Cantidad de Movimiento. "Tabla de velocidades sugeridas". Universidad de Mar del Plata. 2021.
- 3.30. Foust, A., Wenzel, L., Clump, C., Maus, L. y Andersen L. "Principios de operaciones unitarias. Apéndice C". CECSA. México. 2006.

3.31. GRM. “Pt100, su operación, instalación y tablas”. Recuperado de:
<https://www.grm.com.es/wp-content/uploads/2021/11/PT100.pdf>



Capítulo 4

Capítulo 4

4.1. Objetivos

- Definir el número y secuencia de operaciones de separación a llevar a cabo.
- Diseñar/seleccionar los equipos críticos (ya sea basados en modelos ideales, de información bibliográfica o catálogos de fabricantes).

4.2. Resumen ejecutivo

Para obtener biodiesel, es esencial disponer de un sistema de purificación eficiente.

A la salida del reactor 1, se optó por instalar un decantador para separar la glicerina generada. En cuanto a la salida del reactor 2, las corrientes se dirigen a un extractor líquido-líquido (L-L) con el propósito de lavar el catalizador. La corriente de biodiesel resultante es purificada en el destilador 1. Mientras tanto, la otra corriente pasa por un reactor de neutralización del catalizador y posteriormente por los destiladores 2, 3 (del cual se recupera metanol puro para recirculación), y por el destilador 4, donde se obtiene glicerina de grado USP.

En la *Tabla 4.1* se especifican los principales parámetros del decantador diseñado en este capítulo.

Tabla 4.1. Parámetros del decantador.

| | |
|-----------------------|--------|
| Largo [m] | 10,26 |
| Diámetro [m] | 2 |
| Paquete termodinámico | PR-Twu |

Por otro lado, en la *Tabla 4.2* se presentan los parámetros correspondientes al extractor líquido-líquido (L-L).

Tabla 4.2. Parámetros del Extractor L-L.

| | |
|--------------------------------------|------|
| Presión de operación (atm) | 1 |
| Cantidad de platos | 5 |
| Temperatura de alimentación del agua | 20°C |
| Flujo másico del agua [kg/h] | 5754 |
| Altura [m] | 3,75 |
| Diámetro [m] | 1,49 |

Finalmente, en la *Tabla 4.3* se detallan los parámetros asociados a los destiladores de la planta.

Tabla 4.3. Parámetros de los destiladores.

| Destilador | 1 | 2 | 3 | 4 |
|----------------------------|-------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-------------------------|
| Presión de operación (atm) | 0,025 | 1 | 1 | 0,099 |
| Relación de reflujo | 0,1 | 0,1 | 2,1 | 4,8 |
| Cantidad de platos | 2 | 2 | 22 | 3 |
| Plato de alimentación | 1 | 1 | 11 | 2 |
| Altura [m] | 1,78 | 1,10 | 11,67 | 2,15 |
| Diámetro [m] | 3,66 | 1,37 | 1,22 | 1,52 |
| Relleno | Flexipac - Mellapac 250 | Anillos Pall - Metal - 2 in | Anillos Pall - Metal - 2 in | Flexipac - Mellapac 250 |

Con este sistema de purificación, se logra obtener biodiesel con una pureza del 99,5%, superando así los requisitos establecidos por la normativa.

4.3. Pretratamiento

Tal como se mencionó en capítulos anteriores, el aceite vegetal usado se somete inicialmente a un pretratamiento que se presenta en la *Figura 4.2*.

Inicialmente, el aceite es conducido a un filtro, donde se separan las impurezas de mayor tamaño. A continuación, el aceite filtrado se dirige a un reactor de neutralización, en el cual se añade hidróxido de sodio para que reaccione con los ácidos grasos libres, tal como se muestra en la *Figura 4.1*.



Figura 4.1. Reacción de neutralización de los AGL.

El porcentaje de ácidos grasos libres (AGL) en el aceite de soja es del 0,36%, mientras que en el aceite de girasol asciende al 4,00%. De acuerdo con la bibliografía, los AGL empiezan a interferir cuando superan el 1,00%. Por esta razón, se determinó que únicamente el aceite usado ingresará al reactor de neutralización, con el objetivo de reducir costos, considerando que el aceite de soja presenta una cantidad insignificante de AGL.

Es importante señalar que, en el capítulo 3, los reactores fueron diseñados con un sistema de purificación cercano a la idealidad para una capacidad de planta igual a la instantánea. Por lo tanto, con la misma entrada de alimentación, al simular equipos reales no se alcanzaría la producción deseada. Se decidió aumentar en un 5% la cantidad de triglicéridos introducidos al primer reactor, resultando en 24,28 kmol/h, que será la alimentación utilizada a partir de este punto. Además, se aclara que, para el diseño del sistema de purificación, también se utiliza la capacidad instantánea.

Por lo tanto, considerando que la mezcla contiene un 15% de aceite de girasol, se deberán procesar 3377 kg/h de este componente. Para neutralizar los AGL presentes, se requieren 28,61 kg/h de NaOH. Considerando un exceso del 10%, la cantidad de hidróxido de sodio necesaria en esta etapa será de 31,47 kg/h. Tras la reacción de neutralización, se generarán 12,87 kg/h de agua y residuos de jabones, que serán posteriormente eliminados mediante una centrífuga.

Finalmente, se combinan la corriente de aceite de girasol usado, que contiene 39,61 kg/h de agua (equivalente al 1,173% del aceite), y el agua generada durante la reacción de neutralización, con la corriente de aceite de soja que contiene 27,36 kg/h de agua (0,15% del aceite). La corriente resultante contiene un total de 79,84 kg/h de agua (0,371%). Como se mencionó en el capítulo 2, si la corriente de aceite contiene menos del 0,5% de agua, se estima que esta no interferirá en el proceso de producción de biodiesel, por lo que se concluye que no es necesario implementar un tratamiento adicional para eliminar el agua de la corriente.

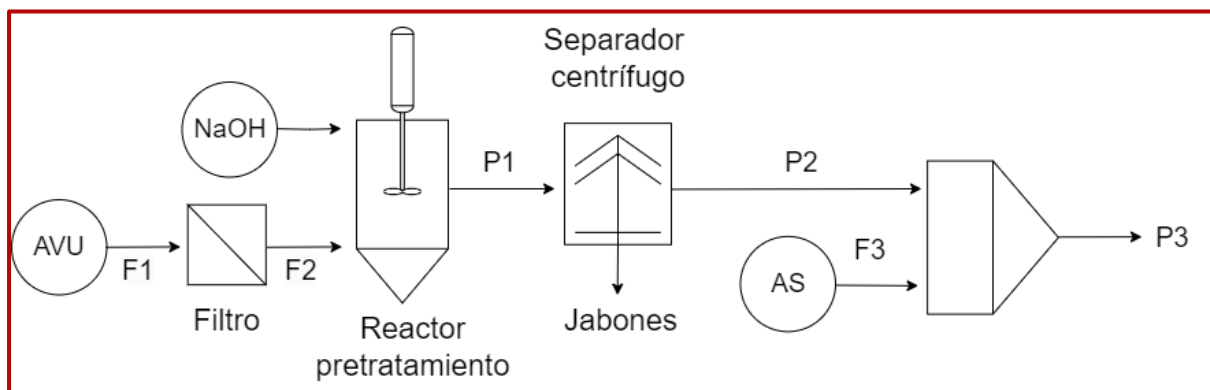


Figura 4.2. Diagrama del pretratamiento.

4.4. Sistema de purificación intermedio

En esta sección, se describe con detalle el equipo ubicado entre los dos reactores, encargado de la separación de compuestos. El sistema ha sido diseñado, incorporando un decantador que separa el glicerol de los ésteres para favorecer la reacción hacia productos en el segundo reactor.

El sistema de purificación intermedio se encuentra ilustrado en la *Figura 4.3*.

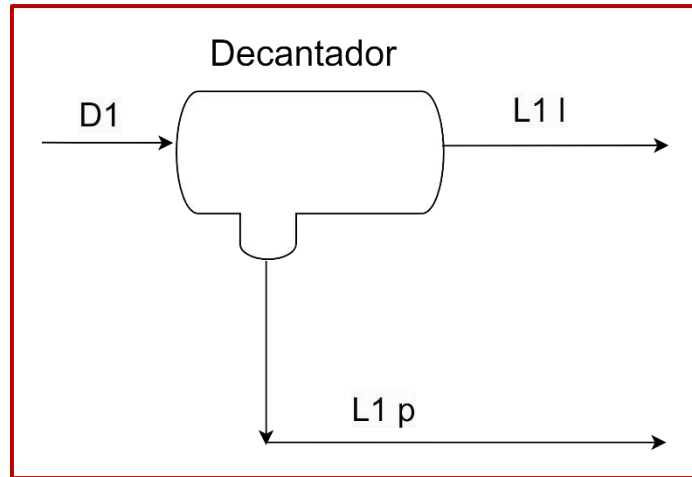


Figura 4.3. Diagrama tecnológico del sistema de purificación intermedio.

Si se observa el ternario que se muestra en la Figura 4.4 se puede ver la separación en dos fases de la corriente de entrada al decantador. Se muestra que en una corriente se obtendría metanol y glicerina (punto 2), y en otra, metanol con biodiesel (punto 1).^[4.1]

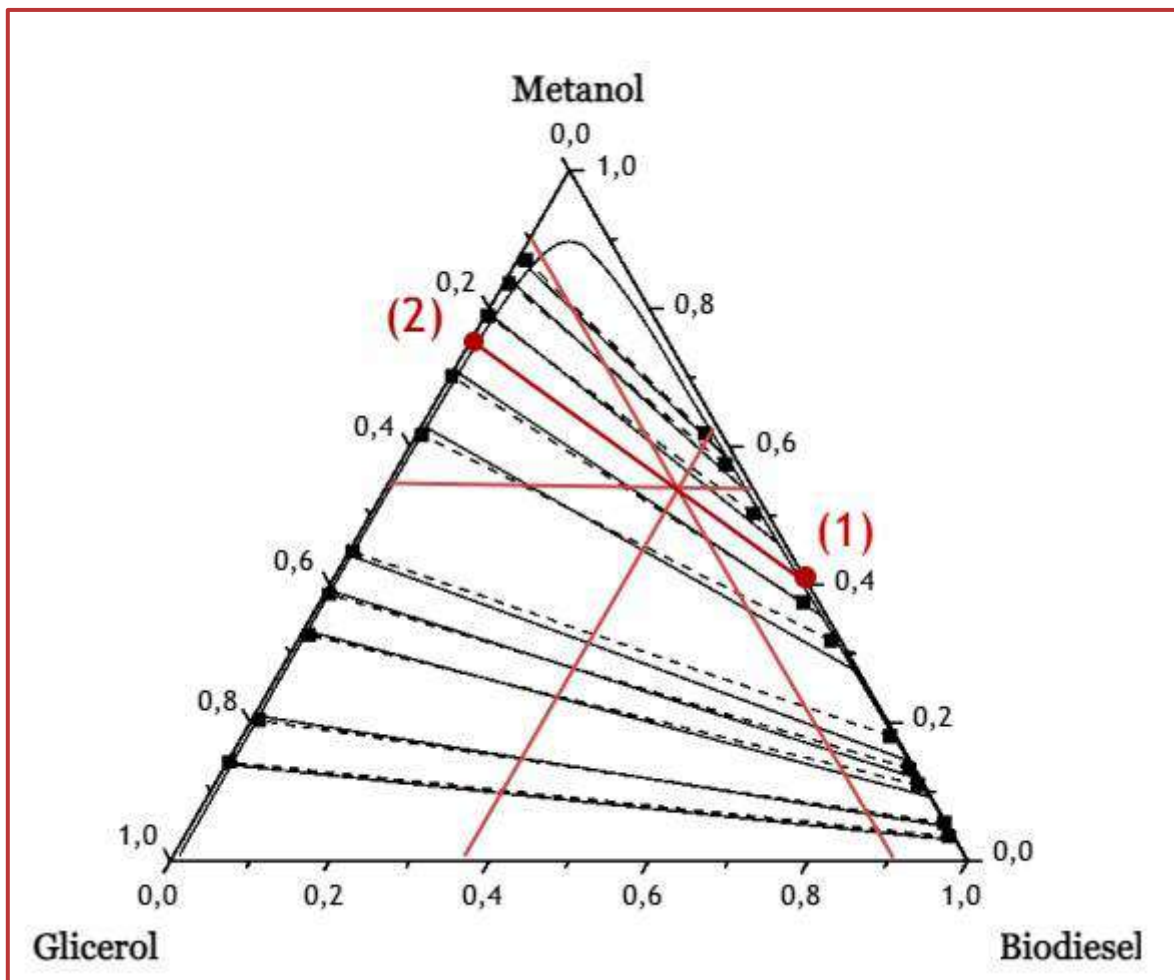


Figura 4.4. Diagrama ternario Glicerol - Biodiesel - Metanol a 333 K.

Esta separación se puede dar por un decantador por gravedad donde los componentes se separan por diferencia de densidad, o con una centrifuga. Debido a que la última opción implica un mayor costo energético e inversión, se optó por un decantador por gravedad.

4.4.1. Decantador

4.4.1.1. Validación del paquete termodinámico

Previo a realizar el diseño de este equipo, es importante llevar a cabo una validación, dado que es altamente sensible al paquete termodinámico que se selecciona para su uso.

La misma consiste en contrastar los valores experimentales con los obtenidos mediante el simulador, utilizando diversos paquetes termodinámicos para asegurar la robustez de los resultados y, de este modo, seleccionar el paquete más adecuado.

Entre los modelos seleccionados se eligieron NRTL, SRK y PR-Twu. Este último se seleccionó porque las modificaciones propuestas por Twu permiten predecir mejor la densidad en líquidos, como hidrocarburos pesados y compuestos polares, en comparación con el modelo PR. Los datos experimentales se encuentran en la *Tabla 4.4.*^[4.2; 4.3]

Tabla 4.4. Datos experimentales.

| Experimentales | | |
|----------------|-----------------------|--------------------|
| | Fase rica en glicerol | Fase rica en éster |
| Glicerol | 97,7 % | 2,3 % |
| Metanol | 58,0 % | 42,0 % |
| Biodiesel | 1,0 % | 99,0 % |

En la *Tabla 4.5* se muestran los valores obtenidos para cada paquete en el simulador. Estos porcentajes reflejan la proporción de cada compuesto distribuido en cada fase con respecto a la corriente de entrada.

Tabla 4.5. Datos obtenidos del simulador.

| | NRTL | | SRK | | PR-Twu | |
|-----------|-----------------------|--------------------|-----------------------|--------------------|-----------------------|--------------------|
| | Fase rica en glicerol | Fase rica en éster | Fase rica en glicerol | Fase rica en éster | Fase rica en glicerol | Fase rica en éster |
| Glicerol | 97,86 % | 2,14 % | 99,63 % | 0,37 % | 98,78 % | 1,22 % |
| Metanol | 70,27 % | 29,73 % | 46,40 % | 53,60 % | 66,21 % | 33,79 % |
| Biodiesel | 0,89 % | 99,11 % | 0,00 % | 100,00 % | 0,00 % | 100,00 % |

En la *Tabla 4.6*, se muestran los errores que surgen de comparar los valores obtenidos del simulador con los experimentales.

Tabla 4.6. Cálculo de los errores.

| | NRTL | PR-Twu | SRK |
|-----------|---------|--------|---------|
| Glicerol | 0,16 % | 1,08 % | 1,93 % |
| Metanol | 12,27 % | 8,21 % | 11,60 % |
| Biodiesel | 0,11 % | 1,00 % | 1,00 % |

Finalmente, se verificó que el modelo Peng-Robinson modificado por Twu representa de manera más adecuada el equipo de decantación en comparación con los demás paquetes termodinámicos. Cabe destacar que era de esperar que el modelo NRTL no fuera satisfactorio, ya que no representa adecuadamente el equilibrio líquido-líquido en la etapa de decantación de los compuestos involucrados, especialmente debido a la creación de los mismos para representar el aceite.

4.4.1.2. Operación del decantador

Como se mencionó anteriormente, en este equipo se separan la glicerina y los ésteres debido a su diferencia de densidad. Las condiciones de operación son 60°C y 1 atm. Por otro lado, en la *Tabla 4.7* se muestran las composiciones de cada compuesto en cada corriente.

Tabla 4.7. Composiciones molares del decantador.

| | Alimentación (D1) | Fase rica en glicerol (L1p) | Fase rica en ésteres (L1I) |
|-----------------------------|-------------------|-----------------------------|----------------------------|
| Triglicéridos | 0,0265 | 0,0000 | 0,0506 |
| Diglicéridos | 0,0138 | 0,0000 | 0,0263 |
| Monoglicéridos | 0,0046 | 0,0000 | 0,0088 |
| Biodiesel | 0,3169 | 0,0000 | 0,6059 |
| Glicerol | 0,0980 | 0,2039 | 0,0014 |
| Metanol | 0,5403 | 0,7961 | 0,3070 |
| Flujo total [Kmol/h] | 170,0 | 81,1 | 88,9 |

Con base en las composiciones de las corrientes, se determinaron las densidades y viscosidades de las mezclas correspondientes a las fases pesada y ligera, las cuales son esenciales para el dimensionamiento del decantador. Dichas propiedades fueron calculadas utilizando el mismo procedimiento descrito en el capítulo 3. Los resultados se muestran en la *Tabla 4.8*.

Tabla 4.8. Densidades y viscosidades de las corrientes de salida del decantador.

| | Fase liviana (L1l) | Fase pesada (L1p) |
|-------------------------------|--------------------|-------------------|
| Densidad [Kg/m ³] | 886,7 | 990,5 |
| Viscosidad [Pa.s] | 0,0023 | 0,0031 |

4.4.1.3. Dimensionamiento

El flujo hacia el sedimentador consta de una fase dispersa y una fase continua. La dispersión puede ocurrir tanto en la fase ligera como en la pesada, dependiendo de las propiedades inherentes de cada fase. La función del equipo es lograr la separación eficiente de ambas fases, para ello, es necesario calcular las dimensiones del decantador.

H. Silla propone un método para dimensionar el equipo. El primer paso de este método consiste en identificar cuál de las fases es dispersa y cuál es continua, empleando el parámetro θ . Según el resultado obtenido, se determina la fase correspondiente utilizando la *Tabla 4.9*.^[4.4]

Tabla 4.9. Tipo de fase según parámetro θ .

| θ | Resultado |
|-----------|---|
| < 0,3 | La fase ligera siempre es la dispersa |
| 0,3 - 0,5 | Fase ligera probablemente sea la dispersa |
| 0,5 - 2 | Posible inversión de fase (diseñar para el peor caso) |
| 2 - 3,3 | Fase pesada probablemente sea la dispersa |
| > 3,3 | La fase pesada siempre es la dispersa |

El valor del parámetro se calcula con la ecuación que se muestra a continuación.

$$\theta = \frac{Q_L}{Q_P} \cdot \left(\frac{\rho_L \cdot \mu_P}{\rho_P \cdot \mu_L} \right)^{0,3}$$

Donde:

- Q_L es el caudal volumétrico de la fase ligera (0,007 m³/s)
- Q_P es el caudal volumétrico de la fase pesada (0,0011 m³/s)
- ρ_L es la densidad de la fase ligera
- ρ_P es la densidad de la fase pesada
- μ_L es la viscosidad de la fase ligera
- μ_P es la viscosidad de la fase pesada

El valor del parámetro es de 6,9, lo que indica que la fase pesada es la dispersa.

En segundo lugar, se determina la funcionalidad del diámetro del decantador para las propiedades de la fase pesada y la fase liviana con el número adimensional Reynolds, utilizando las ecuaciones que se muestran a continuación.

$$D_L(Re) = \frac{8 \cdot F_L}{(\pi + 2) \cdot \mu_L \cdot Re} \quad D_P(Re) = \frac{8 \cdot F_P}{(\pi + 2) \cdot \mu_P \cdot Re}$$

Donde los subíndices "L" y "P" denotan que las propiedades pertenecen a la fase liviana o a la fase pesada, respectivamente y "F" hace referencia al flujo másico ($F_L=6,231$ kg/s y $F_P=0,998$ kg/s).

Como se muestra en la *Figura 4.5*, se ha representado gráficamente el diámetro del decantador en relación con las propiedades de las fases pesada y liviana en función del número de Reynolds. Se observa que las propiedades de la fase liviana requieren diámetros mayores en comparación con los necesarios para la fase pesada. Por lo tanto, el análisis se centra en el diámetro obtenido al considerar las propiedades de la fase liviana.

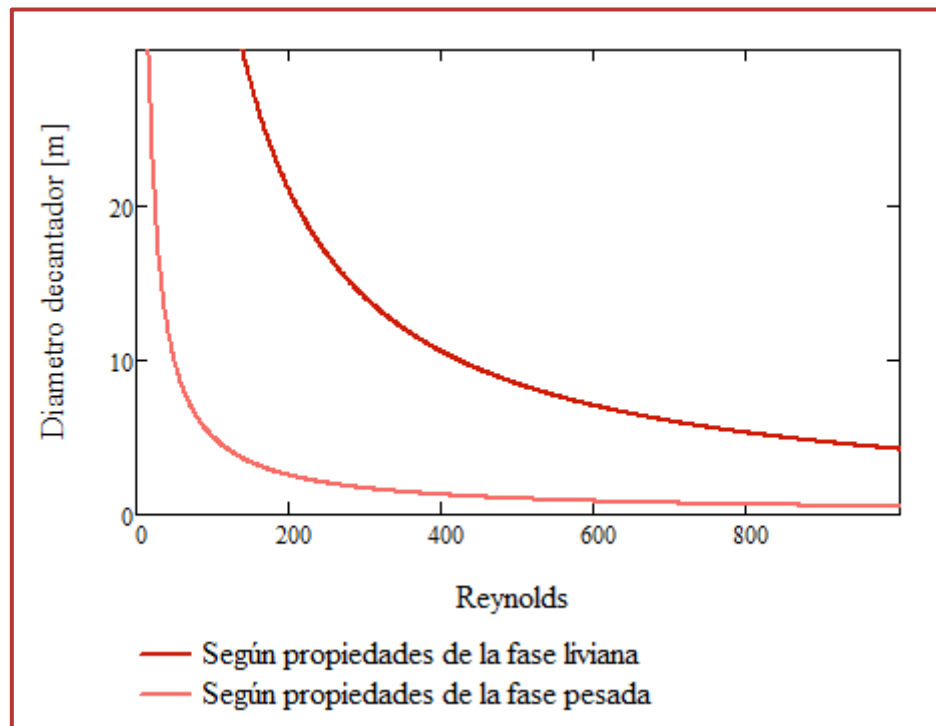


Figura 4.5. Diámetro del decantador en función del Reynolds.

A continuación, se presenta la ecuación para calcular la velocidad de decantación.

$$v_g = \frac{g \cdot d^2 \cdot (\rho_P - \rho_L)}{18 \cdot \mu_L}$$

Donde:

- g es la gravedad.
- ρ_P y ρ_L son las densidades de la fase pesada y liviana respectivamente (*Tabla 4.8*).
- μ_L es la viscosidad de la fase liviana (*Tabla 4.8*).
- d es el diámetro de las partículas.

Se optó por utilizar un tamaño de partículas mínimo para diseñar el decantador con parámetros más exigentes. Según Hooper y Jacobs, el valor recomendado para este parámetro en este tipo de sistemas es de 150 μm . Finalmente, se obtuvo una velocidad de decantación de $5,5 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$.^[4,5]

Luego, se expresó la velocidad de la fase pesada " V_P ", la longitud necesaria del decantador para este proceso " L_S " y el espesor de la capa pesada " H_P " en funcionalidad del Reynolds como se muestra a continuación.

$$V_P(Re) = \frac{8 \cdot F_P}{\pi \cdot D_L(Re)^2} \quad L_S(Re) = \frac{D_L(Re) \cdot V_P(Re)}{2 \cdot v_g} \quad H_P(Re) = 0,1 \cdot D_L(Re)$$

Por otra parte, el tiempo de residencia de las gotas por la capa de dispersión " t_r " y el área interfacial " A_T " se expresan de la siguiente manera:

$$t_r(Re) = \frac{D_L(Re)}{2 \cdot v_g} \quad A_T(Re) = \frac{2 \cdot F_P \cdot t_r(Re)}{\rho_P \cdot H_P(Re)}$$

La longitud del decantador para la capa de dispersión (L_P) se expresa como el cociente entre el área interfacial y el diámetro de la fase liviana.

Finalmente, el largo del decantador es la suma de la longitud necesaria del decantador y la longitud para la capa de dispersión, como se muestra a continuación.

$$L_{\text{decantador}}(Re) = L_P(Re) + L_S(Re)$$

Por lo tanto, para determinar las dimensiones del decantador, es decir, su longitud y diámetro, se grafica la relación entre estas dos variables en función del número de Reynolds. Se busca el punto donde esta relación sea igual a 5, ya que, según la bibliografía, este valor asegura un dimensionamiento óptimo. En la *Figura 4.6* se muestra esta funcionalidad.

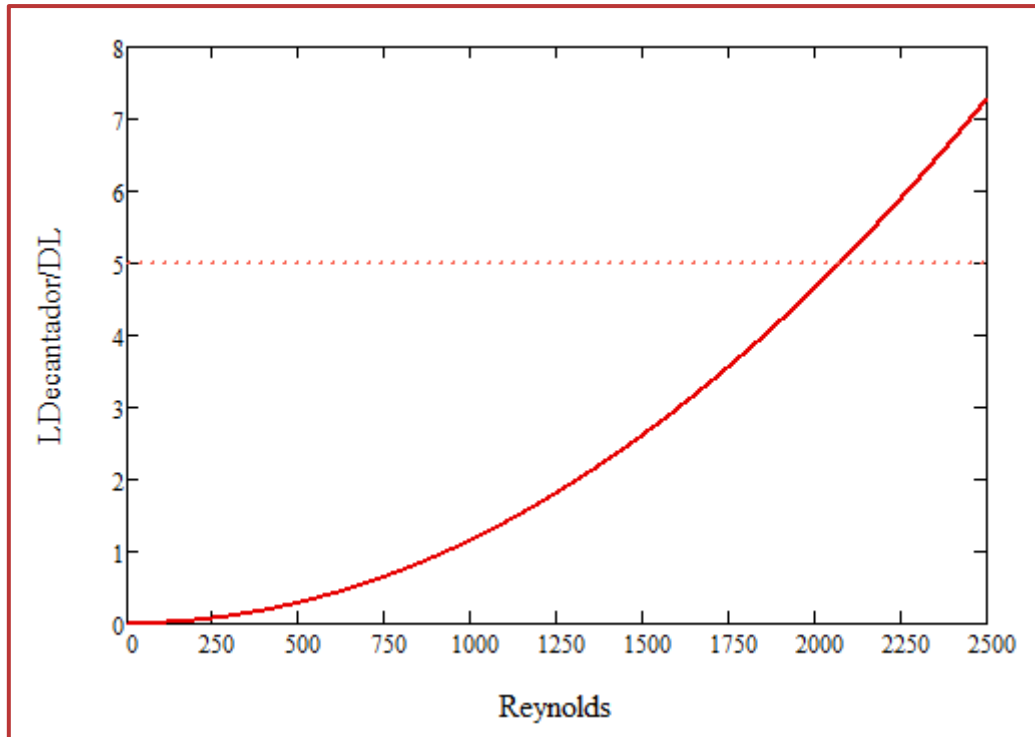


Figura 4.6. Relación entre el largo y el diámetro del decantador en función del Reynolds.

Finalmente, la relación se cumple para un número de Reynolds igual a 2097, lo que indica que el decantador debe tener una longitud de 10,26 metros y un diámetro de 2 metros.

Es relevante señalar que H. Silla ofrece una tabla que describe los efectos de la turbulencia en el decantador, detallados en la *Tabla 4.10*. Al operar con un número de Reynolds inferior a 5000, se prevé que los problemas derivados de la turbulencia sean mínimos.

Tabla 4.10. Efecto de la turbulencia en el decantador

| Reynolds | Efecto |
|---------------|--------------------------------------|
| < 5000 | Pequeños problemas |
| 5000 - 20000 | Algunos obstáculos |
| 20000 - 50000 | Puede existir un problema importante |
| > 50000 | Se espera una separación pobre |

4.5. Sistema de purificación final

En esta sección se detallarán todos los equipos situados después del segundo reactor, encargados de asegurar que los productos alcancen los niveles de calidad necesarios para su comercialización. La *Figura 4.7* ilustra el sistema de purificación final.

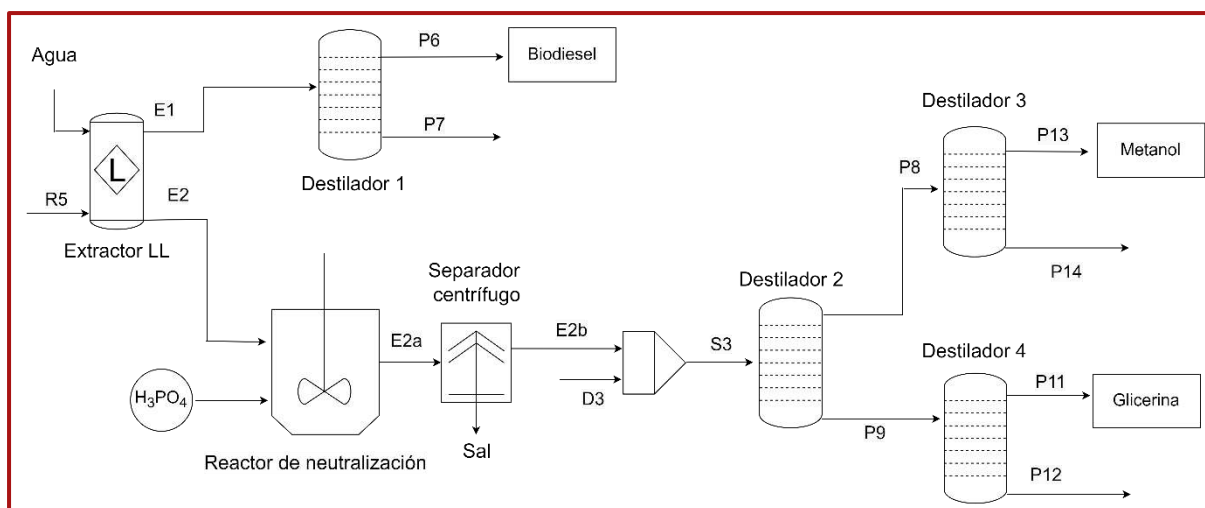


Figura 4.7. Diagrama tecnológico del sistema de purificación final.

4.5.1. Extractor Líquido-Líquido

La corriente R5 que sale del segundo reactor contiene una mezcla de triglicéridos, diglicéridos, monoglicéridos, biodiesel, metanol, glicerol y el catalizador NaOH. Debido a esta composición, R5 ingresa a un extractor líquido-líquido con el propósito de lavar el catalizador y de separar el biodiesel del metanol y glicerol. Además, a la torre se le añade agua a temperatura ambiente con un caudal equivalente al 25% de la corriente R5, lo que corresponde a 5754 kg/h.^[4,6]

Posteriormente, se procedió al diseño de las condiciones de operación, evaluando diversas cantidades de platos. En la *Tabla 4.11* se presentan los flujos másicos obtenidos en las corrientes de salida para diferentes cantidades de platos.

Tabla 4.11. Selección del número de platos.

| | E1 | E2 |
|-----------------------------|----------|---------|
| Número de etapas = 3 | | |
| Triglicéridos | 3286,64 | 99,68 |
| Diglicéridos | 863,43 | 0,04 |
| Monoglicéridos | 75,78 | 0,19 |
| Biodiesel | 17150,46 | 6,44 |
| Agua | 9,23 | 5699,17 |
| Glicerol | 0,00 | 209,73 |
| Metanol | 10,93 | 1313,28 |
| Número de etapas = 5 | | |
| Triglicéridos | 3283,12 | 103,46 |
| Diglicéridos | 863,49 | 0,04 |

| | | |
|-----------------------------|----------|---------|
| Monoglicéridos | 75,78 | 0,19 |
| Biodiesel | 17150,15 | 6,44 |
| Agua | 8,36 | 5745,64 |
| Glicerol | 0,00 | 209,73 |
| Metanol | 0,57 | 1323,60 |
| Número de etapas = 8 | | |
| Triglicéridos | 3281,79 | 104,54 |
| Diglicéridos | 863,43 | 0,05 |
| Monoglicéridos | 75,78 | 0,19 |
| Biodiesel | 17150,35 | 6,54 |
| Agua | 8,26 | 5700,14 |
| Glicerol | 0,00 | 209,73 |
| Metanol | 0,01 | 1324,21 |

A partir de este análisis, se concluye que una separación adecuada se puede lograr con tres etapas. Sin embargo, se opta por emplear cinco etapas, ya que esta opción reduce la fracción de agua en la corriente E1, lo cual es fundamental para alcanzar el contenido máximo permitido de agua en la corriente final de biodiesel y cumplir con las normativas establecidas. Además, se comparó esta opción con la de tener 8 etapas y se observó que no había una diferencia significativa respecto a la configuración de 5 etapas. Finalmente, en la *Tabla 4.12* se resumen las condiciones de operación del extractor líquido-líquido.

Tabla 4.12. Condiciones de operación.

| | |
|--------------------------------------|------|
| Presión de operación (atm) | 1 |
| Cantidad de platos | 5 |
| Temperatura de alimentación del agua | 20°C |
| Flujo másico del agua [kg/h] | 5754 |

Por otro lado, se diseñó las dimensiones de la torre. En primer lugar, se consideró que la columna presenta un relleno de 38 mm, ya que es el estándar en la industria. Según la bibliografía consultada, la altura de la unidad de transferencia (HTU) para un relleno de este tipo se encuentra en el rango de 0,5-0,75 metros. Por ello, se tomó el caso más conservador, que resulta en un valor de 0,75 m. Luego, sabiendo que la columna tiene cinco platos, se calculó la altura de la torre como el producto de la HTU y el número de etapas.^[4.7]

Posteriormente, se procedió a calcular el diámetro utilizando el procedimiento descrito en el libro “Chemical Process Equipment: Selection and Design” de Stanley M. Walas. Se tomó como fase continua a la del biodiesel por ser la mayoritaria.

En un principio, se calculó el valor correspondiente al eje horizontal del gráfico de velocidades de inundación para torres empacadas de extracción líquido-líquido mostrado en la *Figura 4.8*.

$$\left(\frac{\sigma}{\rho_C}\right)^{0,2} \cdot \left(\frac{\mu_C}{\rho_D - \rho_C}\right) \cdot \left(\frac{a \cdot f}{\varepsilon}\right)^{1,5} = 127,7$$

Donde:

- σ es la tensión interfacial.
- ρ_C y ρ_D son las densidades de la fase continua y dispersa respectivamente.
- μ_C es la viscosidad de la fase continua.
- a es el área de empacamiento.
- ε es la fracción de espacio vacío del empaque.
- f es el factor de empacamiento.

Luego, se entró al gráfico con el valor calculado y se chocó con la curva $V_c/V_d = 1$, dando como resultado un valor en el eje vertical de 55 (*Figura 4.8*).

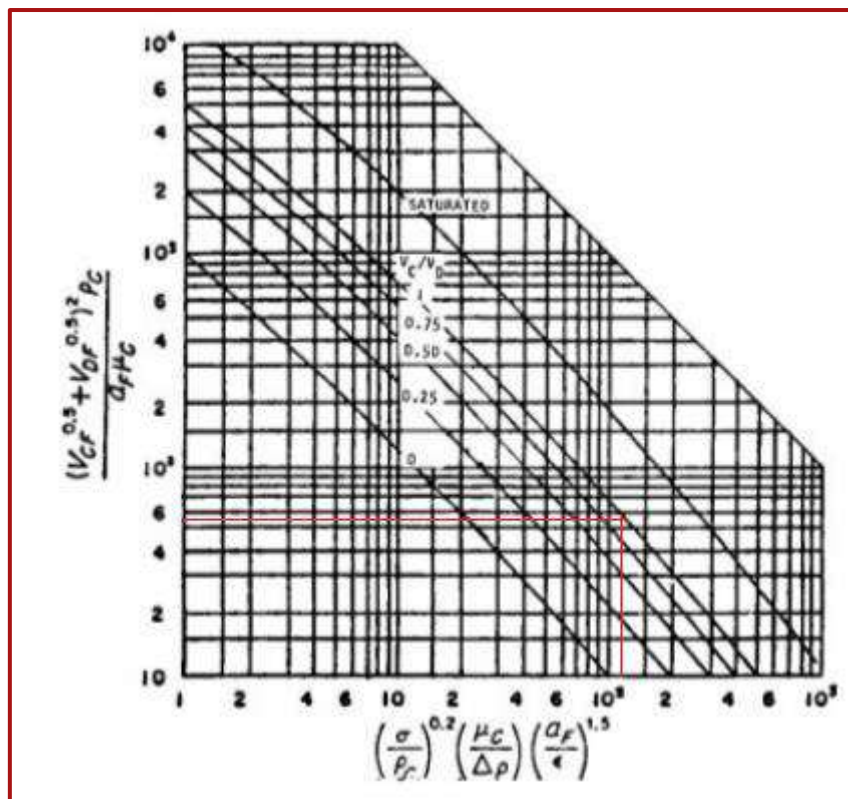


Figura 4.8. Velocidades de inundación para torres empacadas de extracción LL.

A partir del valor obtenido, se despeja la velocidad de inundación “Vc” de la siguiente ecuación. Además, se calcula el área de sección transversal de la torre tomando un 80% de porcentaje de inundación.

$$55 = V_c \cdot \left(1 + \left(\frac{L_D \cdot \rho_C}{L_C \cdot \rho_D} \right)^{0.5} \right)^2 \cdot \frac{\rho_C}{a \cdot \mu_C} \quad A = \frac{\frac{L_D}{\rho_D}}{80\% \cdot V_c}$$

A partir del área (1,75 m²), se calcula el diámetro de la torre como se muestra a continuación, dando como resultado 1,49 m.

$$D_{Torre} = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

Finalmente, en la *Tabla 4.13* se resumen las características de la columna de extracción líquida-líquida.

Tabla 4.13. Dimensiones de la columna de extracción LL.

| | |
|--------------|------|
| Altura [m] | 3,75 |
| Diámetro [m] | 1,49 |

Por último, en la *Figura 4.9* se presenta el perfil de temperatura del extractor líquido-líquido.

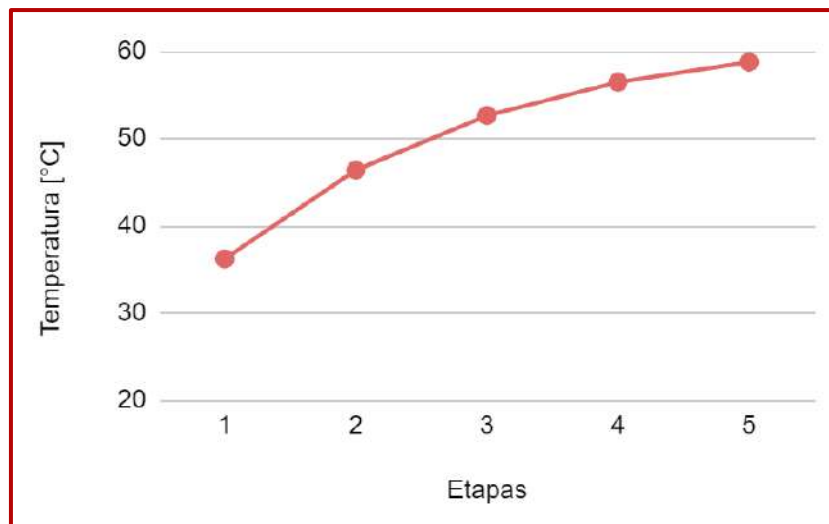


Figura 4.9. Perfil de temperatura.

4.5.2. Destilador 1

El destilador 1 es el encargado de la purificación del biodiesel. Su función principal es separar el biodiesel de los triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos presentes en la corriente E1. En la parte superior del destilador se encuentra el compuesto más volátil, el

biodiesel, mientras que en la corriente del fondo se acumulan los glicéridos no reaccionados (P7). Para el diseño de este destilador, se consideró la pureza que debe alcanzar el biodiesel, conforme a las normas establecidas para su mezcla con diésel mostradas en la *Tabla 1.6*.

El mismo opera a vacío para evitar alcanzar la temperatura de descomposición del biodiesel, que es de 350°C. Para lograr las composiciones deseadas, la torre funciona a 2,5 kPa donde la temperatura de ebullición del biodiesel es de 218°C. Posteriormente, se demostrará que esta presión proporciona un margen de seguridad de 15°C con respecto a la temperatura de degradación.^[4.8; 4.9]

Se realizó la simulación de éste y los siguientes destiladores en el software Unisim Design. Se utilizó el paquete termodinámico NRTL con el cálculo de los coeficientes binarios de los componentes para el equilibrio vapor-líquido. Este paquete presenta buenas estimaciones de coeficientes binarios para compuestos orgánicos.^[4.10]

La configuración del destilador 1 se muestra en la *Figura 4.10* donde la corriente purificada de biodiesel corresponde a la salida P6 del equipo.

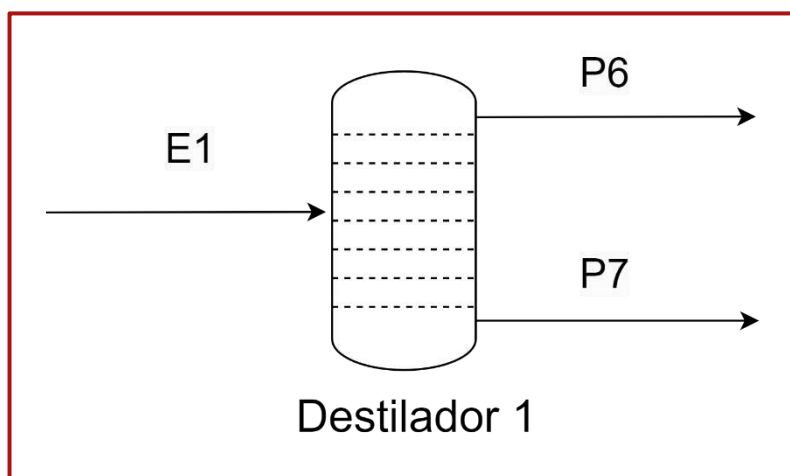


Figura 4.10. Disposición del sistema de purificación del biodiesel.

Para el análisis de los parámetros más adecuados, se fijó la producción de la corriente P6 en 17123 kg/h, tal como se estableció en el capítulo 2.

Se procedió a analizar la relación de reflujo del destilador. Se observó que, para relaciones pequeñas, las composiciones de salida del biodiesel ya cumplen con las especificaciones requeridas. Además, se examinaron los calores involucrados en este proceso, los cuales aumentan a medida que las relaciones de reflujo se incrementan. Esta tendencia se presenta en la *Figura 4.11*. Basándose en estos resultados, se concluyó que la relación de reflujo óptima es la más baja posible que cumpla con los estándares normativos, resultando en un valor de 0,1.

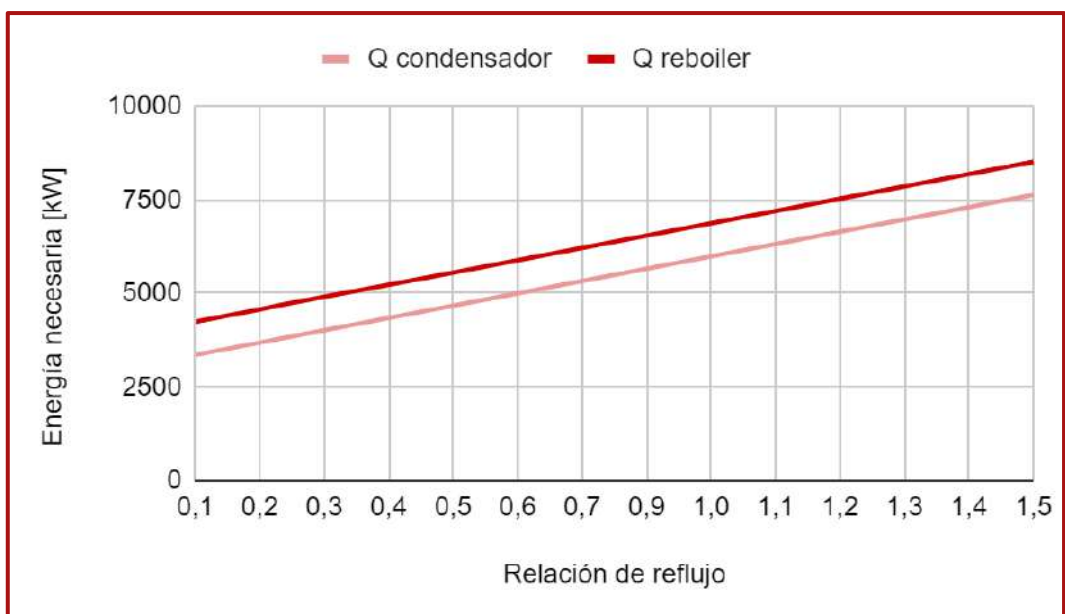


Figura 4.11. Selección de la relación de reflujo.

Finalmente, dado que la diferencia en los puntos de ebullición entre el biodiesel y el de los glicéridos es significativa, se optó por instalar una torre de 2 platos, ya que la separación resulta sencilla y se obtienen los requisitos necesarios por norma.

La *Tabla 4.14* resume las condiciones de operación del destilador 1.

Tabla 4.14. Condiciones de operación.

| | |
|----------------------------|-------|
| Presión de operación (atm) | 0,025 |
| Relación de reflujo | 0,1 |
| Cantidad de platos | 2 |
| Plato de alimentación | 1 |

Las composiciones másicas bajo estas condiciones de operación se presentan en la *Tabla 4.15*. Por un lado, la corriente de biodiesel cumple con las especificaciones normativas y será el producto final de la planta. Por otro lado, la corriente P7 se considera un residuo actualmente; sin embargo, dado que su contenido es principalmente de aceites, se sugiere evaluar, en futuras investigaciones, la posibilidad de recircularla hacia el primer reactor para aumentar la eficiencia de producción.

Tabla 4.15. Composiciones másicas.

| | P6 | P7 |
|---------------|--------|--------|
| Triglicérido | 0,0000 | 0,7711 |
| Diglicérido | 0,0000 | 0,2027 |
| Monoglicérido | 0,0042 | 0,0008 |
| Biodiesel | 0,9952 | 0,0254 |

| | | |
|---------------------------|--------------------|-----------------|
| Agua | 0,0005 | 0,0000 |
| Glicerol | 0,0000 | 0,0000 |
| Metanol | 0,0000 | 0,0000 |
| Flujo total [kg/h] | 17123 | 4258 |
| | Condensador | Reboiler |
| Calor [kW] | 3360 | 4246 |

Además, se dimensionó la torre utilizando la herramienta Tray Sizing. Los destiladores pueden estar compuestos internamente por platos o por un relleno. En este caso, se eligió una torre rellena que permite un buen contacto entre las fases gas y líquida, favoreciendo la separación. Los elementos que componen el relleno pueden ser de diferentes tipos, según las características de la operación de destilación: ^[4.11]

- Rellenos aleatorios: Son rellenos con una geometría y forma específica que se disponen de manera ordenada o al azar dentro de la columna. Este tipo de relleno es bastante económico y suelen ser de materiales resistentes a la corrosión (metálicos, cerámicos o de plástico).
- Relleno estructurado: Este tipo de relleno se basa en un sistema de estructura, el cual consiste en una serie de láminas corrugadas apiladas a dos redes de apoyo. Operaciones que requieren alta demanda de energía, como lo es la destilación, se benefician con este tipo de rellenos logrando un aumento en la eficiencia del proceso y reduciendo costos de mantenimiento. Con su uso, la columna presenta bajas pérdidas de carga y menor altura total, ya que se garantiza que cada paquete de relleno presente una menor altura equivalente de plato teórico (HETP), respecto a rellenos en orden aleatorio.

Este equipo opera bajo vacío, lo que hace esencial mantener las pérdidas de carga al mínimo, incluso si esto implica un costo adicional. Por esta razón, se ha decidido construir las columnas utilizando el relleno estructurado Flexipac - Mellapac 250, diseñado específicamente para destilaciones al vacío y que asegura una pérdida de carga de solo 0,3-1,0 mbar por etapa teórica. ^[4.12]

Utilizando la herramienta Tray Sizing del simulador, se llevó a cabo el dimensionamiento del destilador 1. Los resultados obtenidos se presentan en la *Tabla 4.16*.

Tabla 4.16. Dimensionamiento del destilador 1.

| | |
|---------------------------|-------------------------|
| Relleno | Flexipac - Mellapac 250 |
| Altura [m] | 1,78 |
| Diámetro [m] | 3,66 |
| Volumen [m ³] | 18,71 |

Área [m²]

10,51

Finalmente, la *Figura 4.12* presenta el perfil de temperatura del destilador 1, destacando que la temperatura máxima alcanzada es de aproximadamente 335°C. Esto proporciona un margen de seguridad de 15°C por debajo de la temperatura de degradación del biodiesel.^[4.8]

Cabe aclarar que la etapa "0" corresponde al condensador, mientras que la última se refiere al reboiler.

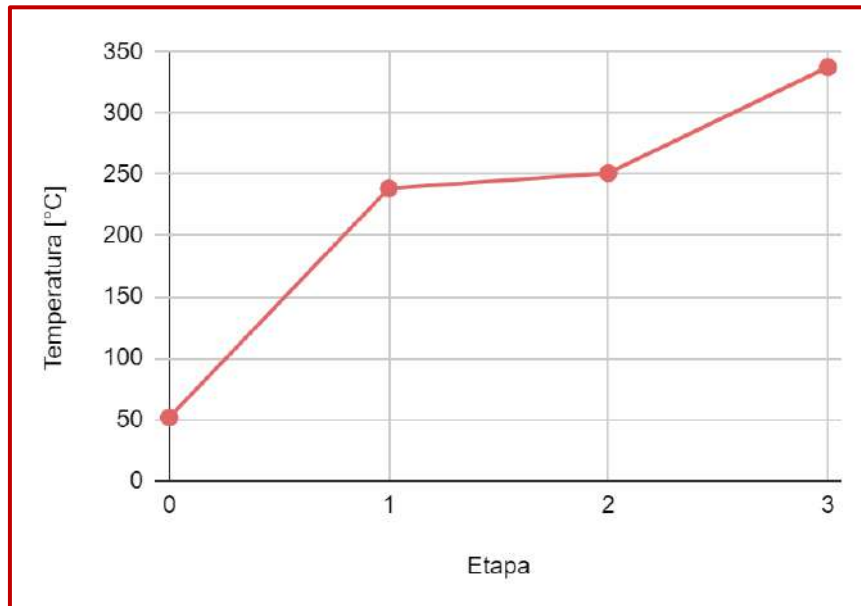


Figura 4.12. Perfil de temperatura.

4.5.3. Reactor de neutralización

Como se muestra en la *Figura 4.7*, la corriente E2 que sale del extractor líquido-líquido ingresa a un reactor. El propósito de este reactor es neutralizar el catalizador NaOH, para lo cual se introduce el ácido H₃PO₄ según la reacción de neutralización que se muestra en la *Figura 4.13*.^[4.13]

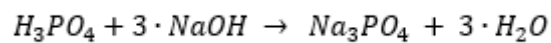


Figura 4.13. Reacción de neutralización del hidróxido de sodio.

A continuación, la corriente neutralizada ingresa a un separador centrífugo, donde se elimina la sal formada durante el proceso de neutralización. En la *Figura 4.14* se detalla el proceso de neutralización con sus respectivos equipos y corrientes.

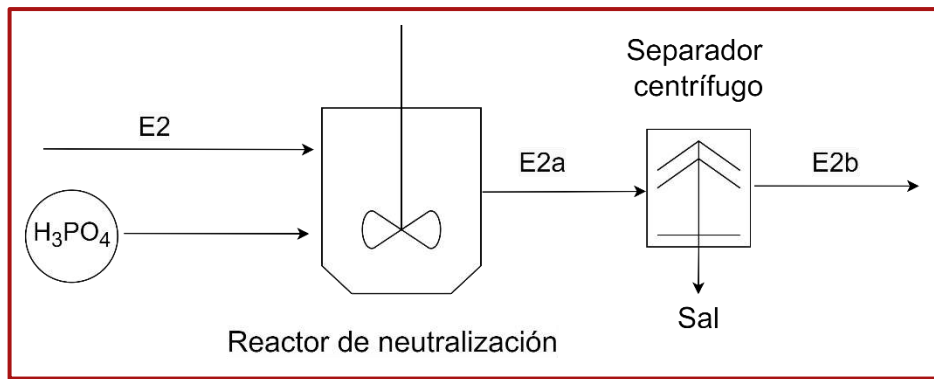


Figura 4.14. Reacción de neutralización del hidróxido de sodio.

Mediante la estequiometría de la reacción, se determinó que la cantidad de ácido fosfórico necesaria es de 179 kg/h. Adicionalmente, en la *Tabla 4.17* se presentan las composiciones y el flujo total de la corriente E2 luego de la reacción de neutralización y paso por la centrífuga.

Tabla 4.17. Composiciones másicas.

| | E2b |
|---------------------------|----------------|
| Triglicérido | 0,0138 |
| Diglicérido | 0,0000 |
| Monoglicérido | 0,0000 |
| Biodiesel | 0,0009 |
| Agua | 0,7805 |
| Glicerol | 0,0280 |
| Metanol | 0,1768 |
| Flujo total [kg/h] | 7487,66 |

4.5.4. Destilador 2

El destilador 2 inicia el proceso de purificación de la glicerina. La corriente que ingresa al destilador (S3) es una mezcla de las corrientes de salida del decantador (L1p) y del reactor de neutralización (E2b). Por lo tanto, contiene glicerol, agua, metanol y trazas de biodiesel y triglicéridos.

Inicialmente, se estableció que la recuperación del agua debe ser del 99,9%. Además, dado que la diferencia en los puntos de ebullición entre el glicerol y el metanol y el agua es significativa, se optó por instalar una torre de 2 platos, ya que la separación resulta sencilla. Posteriormente, se analizó la relación de reflujo, enfocándose en relaciones bajas. Dado que, como se mencionó anteriormente, la separación es sencilla, por lo que no se requieren grandes flujos dentro de la torre para lograr la separación.

En la *Figura 4.15* se muestra cómo varían los calores del reboiler y del condensador en función de la relación de reflujo. Esto permitió concluir que la relación de reflujo óptima es 0,1, ya que presenta los menores consumos energéticos y logra una separación eficiente, asegurando que no haya glicerol en la corriente P8.

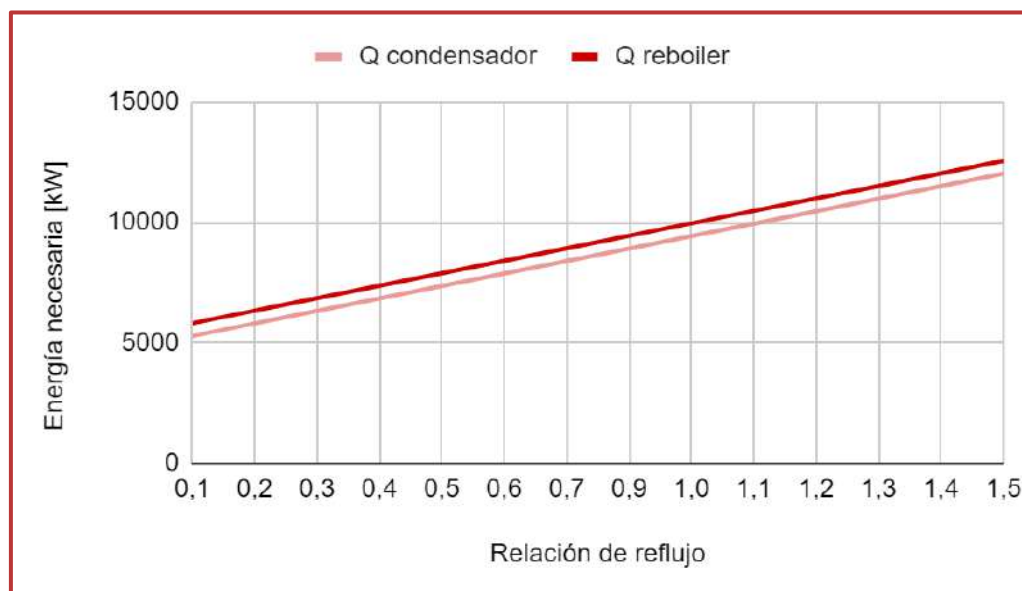


Figura 4.15. Selección de la relación de reflujo.

La *Tabla 4.18* resume las condiciones de operación del destilador 2.

Tabla 4.18. Condiciones de operación.

| | |
|----------------------------|-----|
| Presión de operación (atm) | 1 |
| Relación de reflujo | 0,1 |
| Cantidad de platos | 2 |
| Plato de alimentación | 1 |

Mientras que en la *Tabla 4.19* se presentan las composiciones másicas a la salida del destilador 2, junto con los calores que intervienen en el mismo.

Tabla 4.19. Calores y composiciones másicas.

| | P8 | P9 |
|---------------|-------|-------|
| Triglicérido | 0,000 | 0,056 |
| Diglicérido | 0,000 | 0,000 |
| Monoglicérido | 0,000 | 0,000 |
| Biodiesel | 0,000 | 0,004 |
| Agua | 0,633 | 0,003 |
| Glicerol | 0,000 | 0,937 |
| Metanol | 0,367 | 0,000 |

| | | |
|---------------------------|--------------------|-----------------|
| Flujo total [kg/h] | 9230 | 1848 |
| | Condensador | Reboiler |
| Calor [kW] | 5294 | 5823 |

Por otro lado, para realizar el dimensionamiento de este destilador se eligió un relleno aleatorio, ya que el mismo opera a presión atmosférica, por lo que no requiere de una caída de presión mínima como la dada por rellenos estructurados. Además, el relleno aleatorio presenta menores costos de inversión.

Luego, se analizó la diferencia entre los tipos de rellenos:

- Anillos Raschig: Son lisos, sin agujeros, ranuras, u otros elementos texturizados. Tienen baja capacidad y eficiencia.
- Anillos Pall: Son similares a los anillos anteriores, pero con mayor sofisticación. Incluyen estructuras de soporte internas y superficies externas adicionales. Su diseño no requiere de manipulación especial y la textura dentro de las paredes del anillo permite puntos de goteo interno que aumentan significativamente la capacidad y la eficiencia del embalaje. Los anillos Pall funcionan particularmente bien para aplicaciones de destilación.

Por los motivos expuestos se optó por un relleno de anillos pall de metal, ya que este material tiene una mayor resistencia a la corrosión y al óxido y puede ser utilizado en entornos hostiles, en comparación a otros materiales como plásticos.^[4.14; 4.15]

En la *Tabla 4.20* se muestran las dimensiones del destilador actual, obtenidas utilizando la herramienta Tray Sizing del simulador.

Tabla 4.20. Dimensiones del destilador 2.

| Relleno | Anillos Pall - Metal - 2 in |
|---------------------------|-----------------------------|
| Altura [m] | 1,10 |
| Diámetro [m] | 1,37 |
| Área [m ²] | 1,48 |
| Volumen [m ³] | 1,63 |

Finalmente, en la *Figura 4.16* se muestra el perfil de temperatura del destilador.

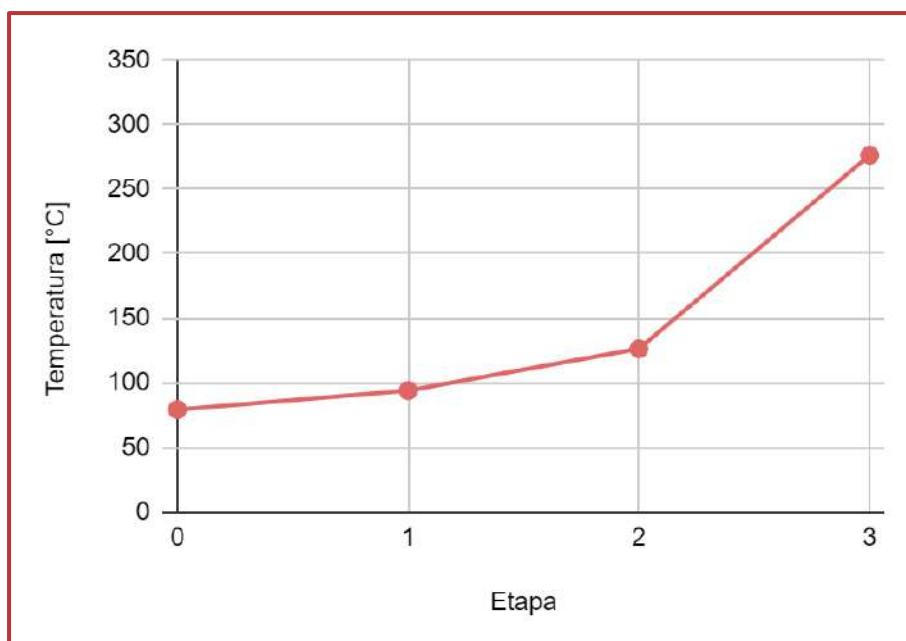


Figura 4.16. Perfil de temperatura del destilador 2.

4.5.5. Destilador 3

El metanol se emplea en exceso como reactivo para acelerar la velocidad de reacción, lo que resalta la importancia de su recirculación para reducir costos. Es crucial que el metanol recirculado esté lo más puro posible, ya que la presencia de agua podría ocasionar problemas en el reactor, como la producción de ácidos grasos libres y la saponificación, lo que afectaría su rendimiento.

El destilador 3 se encarga de purificar el metanol que proviene del destilador 2 debido a su contenido de agua. Del tope sale una corriente de metanol (P13), que será recirculada al reactor, y del fondo una corriente de agua (P14), que inicialmente se descarta. Sin embargo, para futuras mejoras en la planta, se podría considerar recircularla a la torre de extracción líquida-líquida.

Para iniciar su diseño, se consideró un porcentaje de recuperación de metanol del 99% y pureza del 100%. Posteriormente, se elaboró el gráfico mostrado en la *Figura 4.17*, donde se presentan diferentes relaciones de reflujo junto con su respectivo número de etapas.

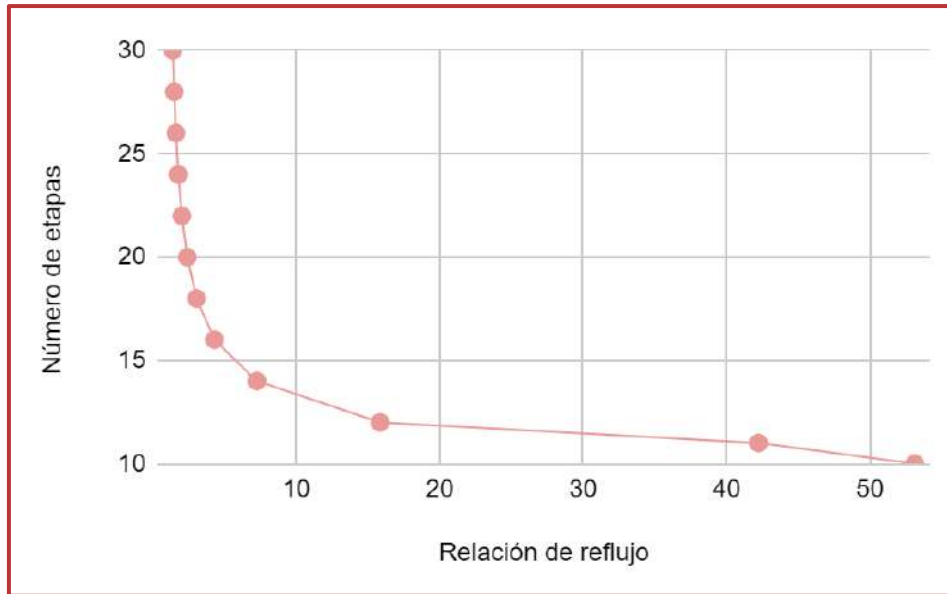


Figura 4.17. Selección de la relación de reflujo.

Al observar el gráfico, se aprecia que la relación de reflujo mínima es de 1,4 para 30 etapas. Por lo tanto, siguiendo el criterio de que la relación de reflujo óptima debe ser de 1,1 a 1,5 veces la relación de reflujo mínima, se determina que la relación óptima es de 2,1, tomando el valor más grande del intervalo. Este valor es más alto que el que presentan los destiladores explicados anteriormente, y se debe a que no hay una gran diferencia entre los puntos de ebullición, como ocurría en esos casos. La cantidad de platos necesaria para obtener esta relación de reflujo es de 22 etapas. Finalmente, en la *Tabla 4.21* se resumen las condiciones de operación del destilador 3.

Tabla 4.21. Condiciones de operación.

| | |
|----------------------------|-----|
| Presión de operación (atm) | 1 |
| Relación de reflujo | 2,1 |
| Cantidad de platos | 22 |
| Plato de alimentación | 11 |

La *Tabla 4.22* muestra las composiciones másicas de cada corriente a la salida del destilador 3, junto con los calores involucrados.

Tabla 4.22. Calores y composiciones másicas.

| | P13 | P14 |
|---------------|-------|-------|
| Triglicérido | 0,000 | 0,000 |
| Diglicérido | 0,000 | 0,000 |
| Monoglicérido | 0,000 | 0,000 |
| Biodiesel | 0,000 | 0,000 |
| Agua | 0,000 | 0,994 |

| | | |
|---------------------------|--------------------|-----------------|
| Glicerol | 0,000 | 0,000 |
| Metanol | 1,000 | 0,006 |
| Flujo total [kg/h] | 3359 | 5871 |
| | Condensador | Reboiler |
| Calor [kW] | 3103 | 3187 |

De manera similar al destilador 2, se empleó el mismo relleno y se llevó a cabo su dimensionamiento utilizando la herramienta Tray Sizing. Los resultados se presentan en la *Tabla 4.23*.

Tabla 4.23. Dimensiones del destilador 3.

| | |
|---------------------------|-----------------------------|
| Relleno | Anillos Pall - Metal - 2 in |
| Altura [m] | 11,67 |
| Diámetro [m] | 1,22 |
| Área [m ²] | 1,17 |
| Volumen [m ³] | 13,62 |

Finalmente, en la *Figura 4.18* se muestra el perfil de temperaturas del presente destilador.

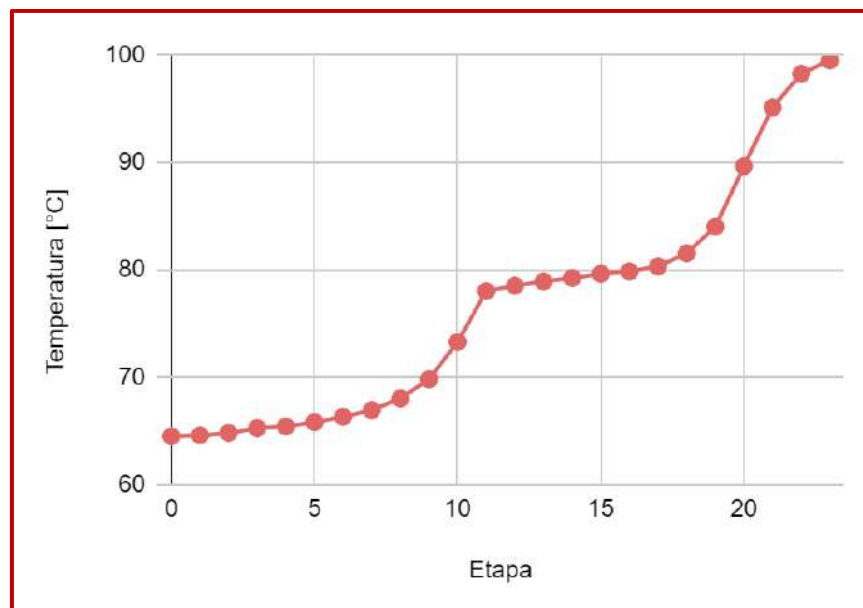


Figura 4.18. Perfil de temperaturas.

4.5.6. Destilador 4

Este último destilador se encarga de la purificación de la glicerina, asegurando que el producto cumpla con los estándares necesarios para su comercialización, mencionados en el apartado 1.6.2 en la *Tabla 1.5* del capítulo 1. El equipo recibe la corriente P9 proveniente del destilador 2. Desde el tope del destilador, sale la corriente P11,

compuesta principalmente de glicerol. Por el fondo, se obtiene la corriente P12, que contiene principalmente triglicéridos, junto con trazas de glicerol, biodiesel, monoglicéridos y diglicéridos.

De manera similar al destilador 1, esta torre opera bajo vacío para evitar alcanzar la temperatura de descomposición del glicerol. Finalmente, la torre funciona a 10 kPa, proporcionando un margen de seguridad de 15°C con respecto a la temperatura de degradación (290°C). A esta presión el glicerol tiene una temperatura de ebullición de 213,5°C. [4.16]

Para su diseño, se fijó una recuperación de glicerol de 99,9% y una composición del 99,7% que es la requerida por norma. Es importante destacar que los puntos de ebullición de la glicerina y los glicéridos difieren significativamente, lo que permite lograr la separación deseada utilizando una torre de 3 etapas. Con estos parámetros fijados, la relación de reflujo es de 4,8.

Finalmente, en la *Tabla 4.24* se resumen las condiciones de operación del destilador 4.

Tabla 4.24. Condiciones de operación.

| | |
|----------------------------|-------|
| Presión de operación (atm) | 0,099 |
| Relación de reflujo | 4,8 |
| Cantidad de platos | 3 |
| Plato de alimentación | 2 |

En la *Tabla 4.25* se muestran los calores involucrados y las composiciones másicas a la salida del destilador 4 donde se puede observar que la corriente de glicerol (P11) cumple con las especificaciones para su comercialización.

Tabla 4.25. Calores y composiciones másicas.

| | P11 | P12 |
|---------------------------|--------------------|-----------------|
| Triglicérido | 0,000 | 0,926 |
| Diglicérido | 0,000 | 0,000 |
| Monoglicérido | 0,000 | 0,002 |
| Biodiesel | 0,000 | 0,056 |
| Agua | 0,003 | 0,000 |
| Glicerol | 0,997 | 0,016 |
| Metanol | 0,000 | 0,000 |
| Flujo total [kg/h] | 1736 | 112 |
| | Condensador | Reboiler |
| Calor [kW] | 2363 | 2231 |

De manera similar al destilador 1, se empleó el mismo relleno y se llevó a cabo su dimensionamiento utilizando la herramienta Tray Sizing. Los resultados se presentan en la *Tabla 4.26*.

Tabla 4.26. Dimensiones del destilador 4.

| | |
|---------------------------|-------------------------|
| Relleno | Flexipac - Mellapac 250 |
| Altura [m] | 2,15 |
| Diámetro [m] | 1,52 |
| Área [m ²] | 1,82 |
| Volumen [m ³] | 3,91 |

Finalmente, en la *Figura 4.19* se muestra el perfil de temperaturas dentro del destilador 4 donde se puede verificar que no se alcanza la temperatura de descomposición del glicerol.

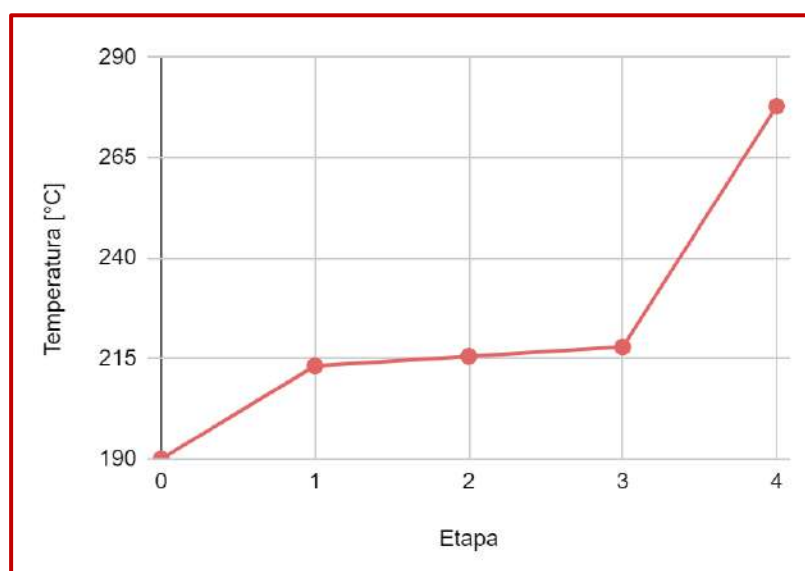


Figura 4.19. Perfil de temperatura.

4.6. Balance de masa de la planta

4.6.1. Capacidad instantánea

Tras el diseño de los equipos, se procedió a verificar el balance de masa global del proceso. La *Tabla 4.27* muestra las corrientes totales de entrada y salida obtenidas a partir del simulador Unisim Design, donde se observa que los valores totales son aproximadamente iguales.

Tabla 4.27. Balance de masa global con caudal instantáneo.

| Entradas [kg/h] | | Salidas [kg/h] | |
|-----------------|-------|----------------|-------|
| P3 | 21348 | Biodiesel | 17124 |

| | | | |
|-----------------|--------------|--------------|--------------|
| Agua | 5754 | P7 | 4258 |
| Metanol | 1901 | P14 | 5871 |
| Ácido fosfórico | 179 | Glicerol | 1736 |
| | | P12 | 112 |
| | | Sales/Agua | 80 |
| Total | 29182 | Total | 29181 |

4.6.2. Capacidad nominal

Finalmente, se realiza el balance de masa global considerando la capacidad nominal, cuyas corrientes serán empleadas en el análisis económico del proyecto. Es relevante destacar que, si bien los equipos empleados son los mismos que los diseñados para la capacidad instantánea, se reemplazan las corrientes de entrada con el fin de alcanzar una producción final de 13.699 kg/h de biodiesel. En la *Tabla 4.28* se presentan las corrientes totales de entrada y salida, donde nuevamente los valores totales son aproximadamente iguales.

Tabla 4.28. Balance de masa global con caudal nominal.

| Entradas [kg/h] | | Salidas [kg/h] | |
|-----------------|--------------|----------------|--------------|
| P3 | 16023 | Biodiesel | 13696 |
| Agua | 2295 | P7 | 2355 |
| Metanol | 1450 | P14 | 2382 |
| Ácido fosfórico | 134 | Glicerol | 1325 |
| | | P12 | 81 |
| | | Sales/Agua | 60 |
| Total | 19902 | Total | 19900 |

4.7. Bibliografía del capítulo 4

- 4.1. Andreatta, A., Casás, L., Hegel, P., Bottini, S. y Brignole, E. "Phase Equilibria in Ternary Mixtures of Methyl Oleate, Glycerol, and Methanol". Planta Piloto de Ingeniería Química, Universidad Nacional del Sur. Argentina. 2008.
- 4.2. Ramos, L., Montero, E., Sánchez, E. y Ojeda, K. "Diseño y simulación de una planta para la producción de biodiesel a partir de *Jatropha curcas* L. en el departamento de Bolívar". Universidad de Cartagena. Colombia. 2015.
- 4.3. Zhou, W. y Boocock, D. "Phase Distributions of Alcohol, Glycerol, and Catalyst in the Transesterification of Soybean Oil". Universidad de Toronto. Canada. 2006.

- 4.4. Silla, H. "Chemical Process Engineering". Universidad de investigación en Hoboken. Estados Unidos. 2003.
- 4.5. Lamoureux, J. "Diseño conceptual de una planta de Biodiesel". Universidad de Chile. Chile. 2007. Recuperado de:
<https://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/104538/Diseno-conceptual-de-una-planta-de-biodiesel.pdf>
- 4.6. Pardo, S. "Análisis del proceso de producción de biodiesel a partir de la borra de café". Fundación de la Universidad de América. Colombia. 2022. Recuperado de:
<https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/8819/4/6171248-2022-1-IQ.pdf>
- 4.7. Herrera, Y. y Padovani, L. "Diseño de torre extractiva". Universidad Nacional Experimental Politécnica de las Fuerzas Armadas. Venezuela. 2012. Recuperado de:
<https://studylib.es/doc/8887868/pasos-para-dise%C3%B1ar-una-torre-de-extraccion-liquido-liquid>
- 4.8. García, M., Ortiz, V., Olivares, P., Quesada, J., De los Ríos, M. y Hernández, F. "Análisis del efecto de la temperatura en el biodiesel de segunda generación producido a partir de aceite de *Jatropha curcas* L.". Universidad Politécnica de Cartagena. España. 2016. Recuperado de:
<https://repositorio.upct.es/server/api/core/bitstreams/c0346007-0d67-414b-971b-3147d38a6378/content#:~:text=Los%20resultados%20obtenidos%20muestran%20que,350%20%C2%BAC%20y%2090%20min>
- 4.9. National Institute of Standards and Technology (NIST).
- 4.10. Oroso, L. "Purificación de glicerina producida en la producción de biodiesel". Universidad de Alicante. 2015. Recuperado de:
<https://es.slideshare.net/slideshow/presentacin-57522556/57522556>
- 4.11. Spiegel, L. y Meier, W. "Distillation columns with structured packings in the next decade". Institution of Chemical Engineers. Suecia. 2003. Recuperado de: <https://sci-hub.se/https://doi.org/10.1205/026387603321158177>
- 4.12. Koch-Glitsch. "Structured Packing". Recuperado de: <https://www.koch-glitsch.com/>
- 4.13. Zhang, Y., Dubé, M., McLean, D. y Kates, M. "Biodiesel production from waste cooking oil: Process design and technological assessment ". Elsevier Science. 2003.
- 4.14. Mach Engineering. "Random Packing vs. Structured Packing". 2023. Recuperado de: <https://www.machengineering.com/random-packing-vs-structured-packing/>
- 4.15. Boegger. "Anillo de plástico-Diferentes diámetros y colores para torres químicas". Recuperado de: <https://www.demisterpads.com/es/demister-pad/plastic-pall-ring.html>
- 4.16. ThermoFisher. "Ficha de seguridad del glicerol". Recuperado de: https://www.fishersci.es/chemicalProductData_uk/wercs?itemCode=10214580&lang=ES

Capítulo 5



Capítulo 5

5.1. Objetivos

- Analizar la integración energética.
- Diseñar la red de intercambio de calor y estimar las áreas de transferencia de calor.
- Diseñar y seleccionar los sistemas auxiliares de calentamiento y/o enfriamiento.
- Calcular el consumo energético de los equipos eléctricos.

5.2. Resumen ejecutivo

Con el objetivo de integrar energéticamente la planta industrial, se realizó un Análisis PINCH de las corrientes. Inicialmente, se analizó cuál debería ser la diferencia mínima de temperatura, concluyendo que esta debe ser de 10°C. Además, para realizar los intercambios de calor necesarios a lo largo de todo el proceso, se requieren dieciséis equipos en total. Siete de ellos integran corrientes de proceso y los nueve restantes involucran corrientes auxiliares. Por un lado, son tres intercambiadores los que funcionan como rehervidores de las torres de destilación, cuyas corrientes de proceso absorben calor de una corriente calefactora auxiliar de vapor. Sin embargo, uno de ellos necesita otro tipo de fluido auxiliar calefactor dados los requerimientos energéticos, por lo tanto, se emplea el fluido calefactor térmico DOWTHERM. Luego, los seis intercambiadores restantes requieren de un fluido refrigerante auxiliar, debido a que tres de ellos funcionan como condensadores de las torres de destilación, uno se utiliza para alcanzar la temperatura de almacenamiento del glicerol y los dos restantes garantizan que la reacción ocurra a la temperatura deseada. En estos seis intercambiadores se utiliza agua de torre, dado que esta permite alcanzar las temperaturas requeridas.

Por lo tanto, el calor total a intercambiar es de 25615 kW, de lo cual se logra integrar 4986 kW mediante seis intercambiadores.

Adicionalmente, para la operación de la planta son necesarios los equipos auxiliares que se describen a continuación:

- Torre de enfriamiento: procesa un caudal de agua de 362931 kg/h y está diseñada para una temperatura de ingreso de 328 K, y de egreso de 305 K. La potencia requerida es de 61,5 kW, tiene cinco ventiladores y sus características constructivas son: 2 metros de altura, 5 metros de longitud y 6 metros de ancho.
- Caldera de vapor: tiene una capacidad de producción de vapor de 16189 kg/h, operando a 70 bar y 559 K. Además, requiere un caudal de gas natural de 624,04 m³/h.
- Caldera de fluido térmico: tiene una capacidad de fluido de 136320 kg/h, operando a 10 bar y con una temperatura de ingreso al intercambiador de 663,0 K y de egreso de 620,3 K. Además, requiere un caudal de gas natural de 393,21 m³/h.

- Eyectores: dado que dos de los destiladores de la planta operan a vacío, se coloca este tipo de equipos. En la *Tabla 5.1* se resumen sus características.

Tabla 5.1. Resumen del diseño de eyectores.

| | Destilador | Presión [kPa] | Cantidad de eyectores | Cantidad de condensadores | Flujo de vapor [kg/h] |
|--------------------|------------|---------------|-----------------------|---------------------------|-----------------------|
| Eyector 1 | 1 | 2,5 | 2 | 1 | 23,1 |
| Eyector 2 | 5 | 10 | 1 | 0 | 29,1 |
| Flujo total [kg/h] | | | | | 52,26 |

- Bombas: se hace uso de nueve bombas en total, donde siete de ellas son de tipo centrífuga y las dos restantes de tipo desplazamiento positivo. La potencia total consumida es de 96,6 kW.

5.3. Integración energética

En la planta, muchas corrientes requieren transferencia de calor, ya sea para extraer o suministrar energía térmica. Una buena integración energética puede determinar la rentabilidad del proyecto, por lo que es fundamental implementarla. Optimizar el proceso enfriando algunas corrientes con aquellas que necesitan ser calentadas es una estrategia lógica, ya que facilita la reducción de corrientes auxiliares, lo que se traduce en menores costos operativos. Por ello, se procede al diseño de la integración energética óptima de la planta.

5.3.1. Diseño de la red energética

El análisis PINCH es una de las técnicas más eficaces para optimizar la red de intercambio de energía. Con este método se identificaron las corrientes frías, que necesitan ser calentadas, y las corrientes calientes, que deben ser enfriadas, presentes en la planta. Posteriormente, se elaboró una gráfica de la temperatura de ambas corrientes en función de su entalpía, conocida como curvas compuestas.

En el software 'Hint' se incluyeron tanto las corrientes frías como las calientes, junto con el calor requerido, extraído de Unisim Design, así como las temperaturas de entrada y salida de las corrientes. Todas las corrientes están enumeradas en la *Tabla 5.2*, que también incluye la numeración utilizada para el programa Hint y para el diagrama tecnológico mostrado en el Anexo 1.

Tabla 5.2. Corrientes frías y calientes del proceso.

| Corriente | Denominación Hint | Temperatura de entrada [K] | Temperatura de salida [K] | Tipo de corriente | Q [Kw] |
|-------------|-------------------|----------------------------|---------------------------|-------------------|--------|
| Q6 (cond 1) | 1 | 522,4 | 324,7 | Caliente | 3360 |

| Corriente | Denominación Hint | Temperatura de entrada [K] | Temperatura de salida [K] | Tipo de corriente | Q [Kw] |
|------------------|-------------------|----------------------------|---------------------------|-------------------|--------|
| Q7 (reb 1) | 2 | 523,9 | 610,3 | Fría | 4246 |
| Q8 (cond 2) | 3 | 367,1 | 352,4 | Caliente | 5294 |
| Q9 (reb 2) | 4 | 398,7 | 548,9 | Fría | 5823 |
| Q10 (cond 3) | 5 | 337,5 | 337,5 | Caliente | 3103 |
| Q11 (reb 3) | 6 | 372,5 | 372,5 | Fría | 3187 |
| Q12 (cond 4) | 7 | 487,9 | 463,0 | Caliente | 2363 |
| Q13 (reb 4) | 8 | 490,8 | 550,6 | Fría | 2231 |
| Q14 | 9 | 321,7 | 333,0 | Fría | 61,5 |
| Q20 Pre-trat AS | 10 | 293,0 | 333,0 | Fría | 329,6 |
| Q17 | 11 | 460,2 | 313,0 | Caliente | 200,4 |
| Q21 Pre-trat AVU | 12 | 293,0 | 333,0 | Fría | 62,81 |
| Q18 | 13 | 324,8 | 313,0 | Caliente | 104,4 |

Es necesario establecer una diferencia de temperatura mínima que actuará como fuerza impulsora para la transferencia de calor. Este punto, donde el intercambio de calor será más dificultoso, se denomina “Punto PINCH”. Se representaron gráficamente las diferentes curvas características correspondientes a diferencias de temperatura mínima de 4, 6, 8 y 10°C.

Las distintas curvas compuestas se pueden apreciar en la *Figura 5.1*. A medida que la diferencia de temperatura disminuye, las curvas tienden a acercarse, lo que permite una mayor integración de energía. No obstante, es importante considerar que, a menor valor de este parámetro, la fuerza impulsora también se reduce, dificultando el proceso de intercambio de energía. Se observa que el aumento en la integración energética al fijar un ΔT_{min} de 4°C en comparación con 10°C es insignificante. Por lo tanto, se opta por establecer una diferencia de temperatura de 10°C, considerando que esto proporcionará una mayor fuerza impulsora entre las corrientes.

En conclusión, las corrientes que se incluyan en un mismo intercambiador no podrán tener una diferencia de temperatura menor a los 10°C.

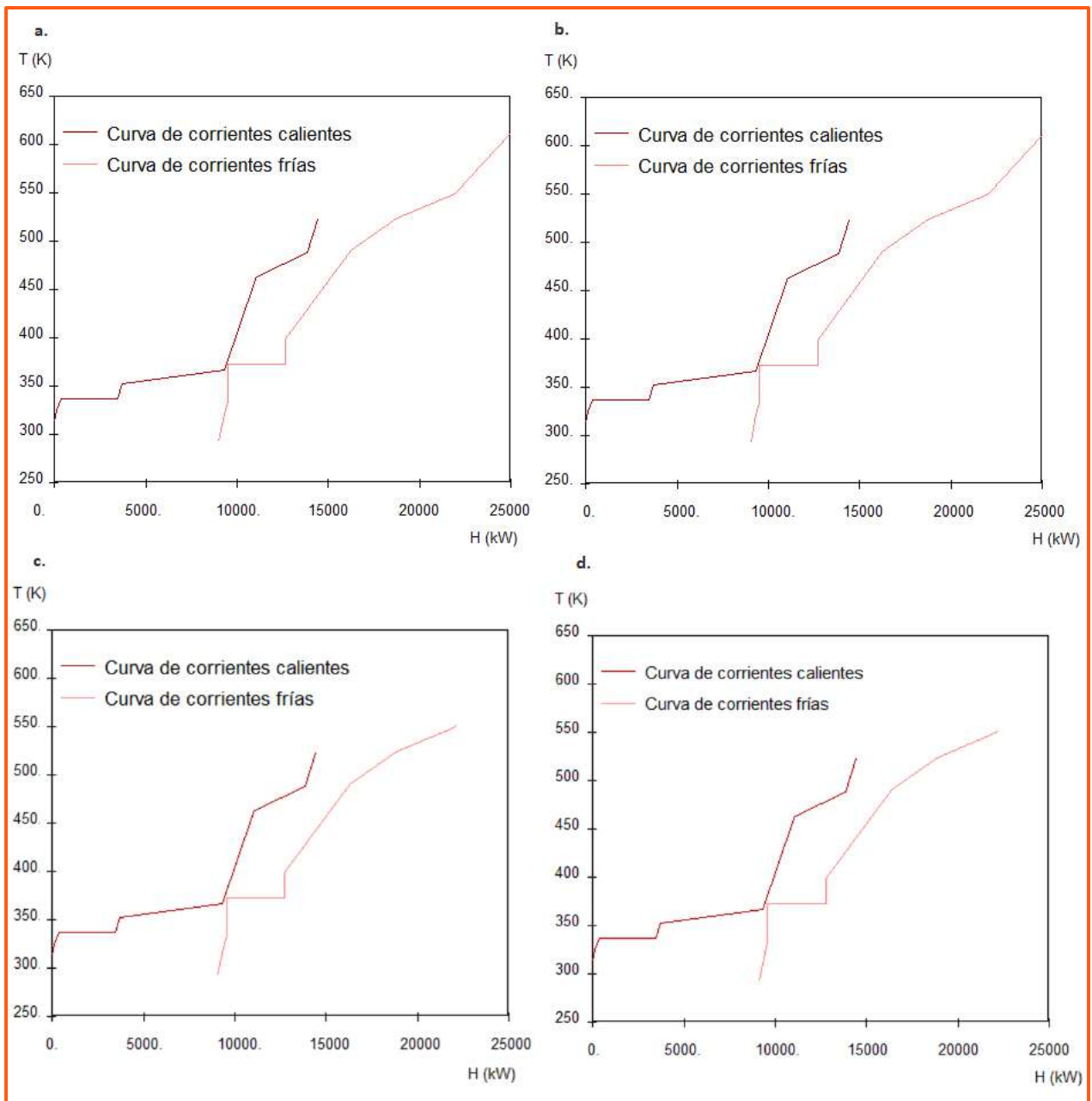


Figura 5.1. Curvas compuestas del método PINCH para: a. $\Delta T_{min}=4^{\circ}\text{C}$; b. $\Delta T_{min}=6^{\circ}\text{C}$; c. $\Delta T_{min}=8^{\circ}\text{C}$; d. $\Delta T_{min}=10^{\circ}\text{C}$.

En la Figura 5.2 se muestran las curvas características correspondientes a un $\Delta T_{min}=10^{\circ}\text{C}$. La superposición en estas curvas implica que se pueda realizar una integración energética.

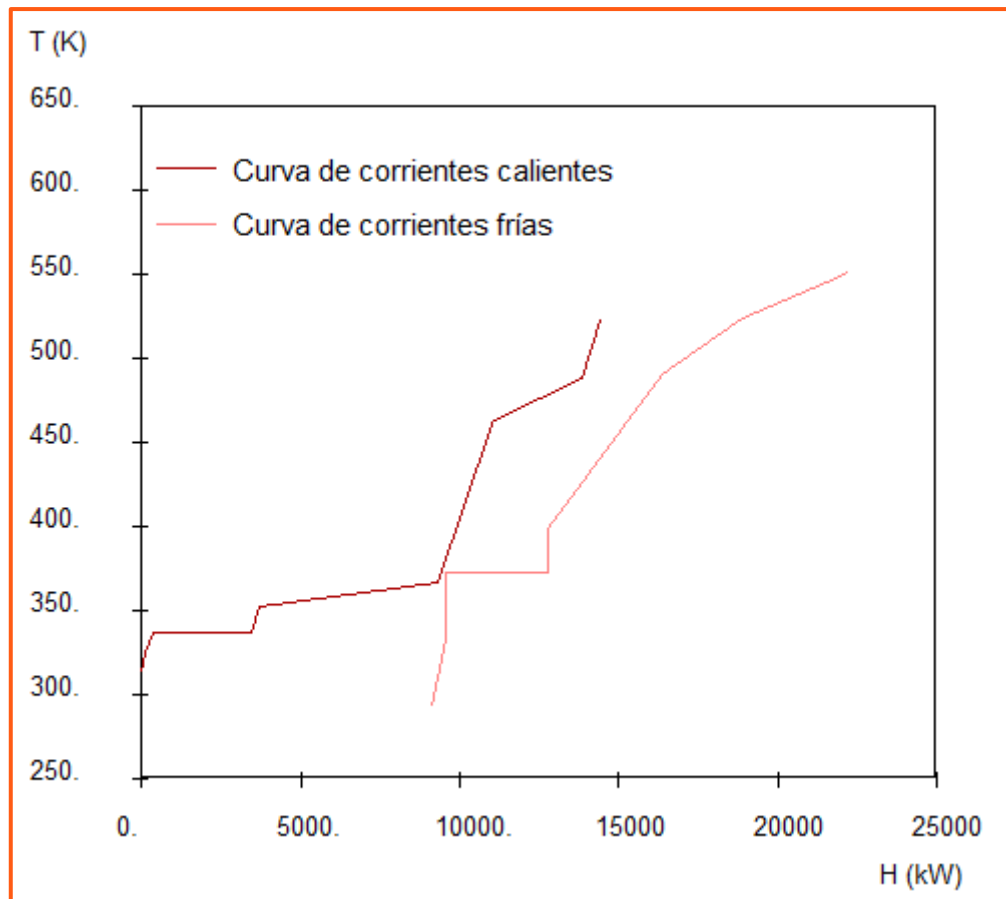


Figura 5.2. Curvas compuestas del método PINCH.

Se procede a realizar la red de intercambio entre las corrientes. Se debe tener en cuenta que la corriente caliente debe siempre superar la temperatura de la corriente fría para que sea factible la transferencia de calor. Asimismo, se busca emparejar dos corrientes que no crucen el punto PINCH impuesto por el software, que en este caso es de 382,5-372,5 °C. Si no es posible lograr transferir el calor necesario para obtener la temperatura deseada se recurre a los utilities, que serán corrientes auxiliares (fluido calefactor o agua de torre de enfriamiento dependiendo el uso que se le tenga que dar) que intercambiarán el calor necesario. Teniendo en cuenta estas aclaraciones, se puede observar en la *Figura 5.3* la red de intercambio realizada, en donde los círculos con color naranja corresponden a los utilities y los de color rojo, a un intercambio de calor entre dos corrientes de proceso. Para el caso de las corrientes en donde haya más de un intercambiador se detalla la temperatura intermedia entre los mismos.

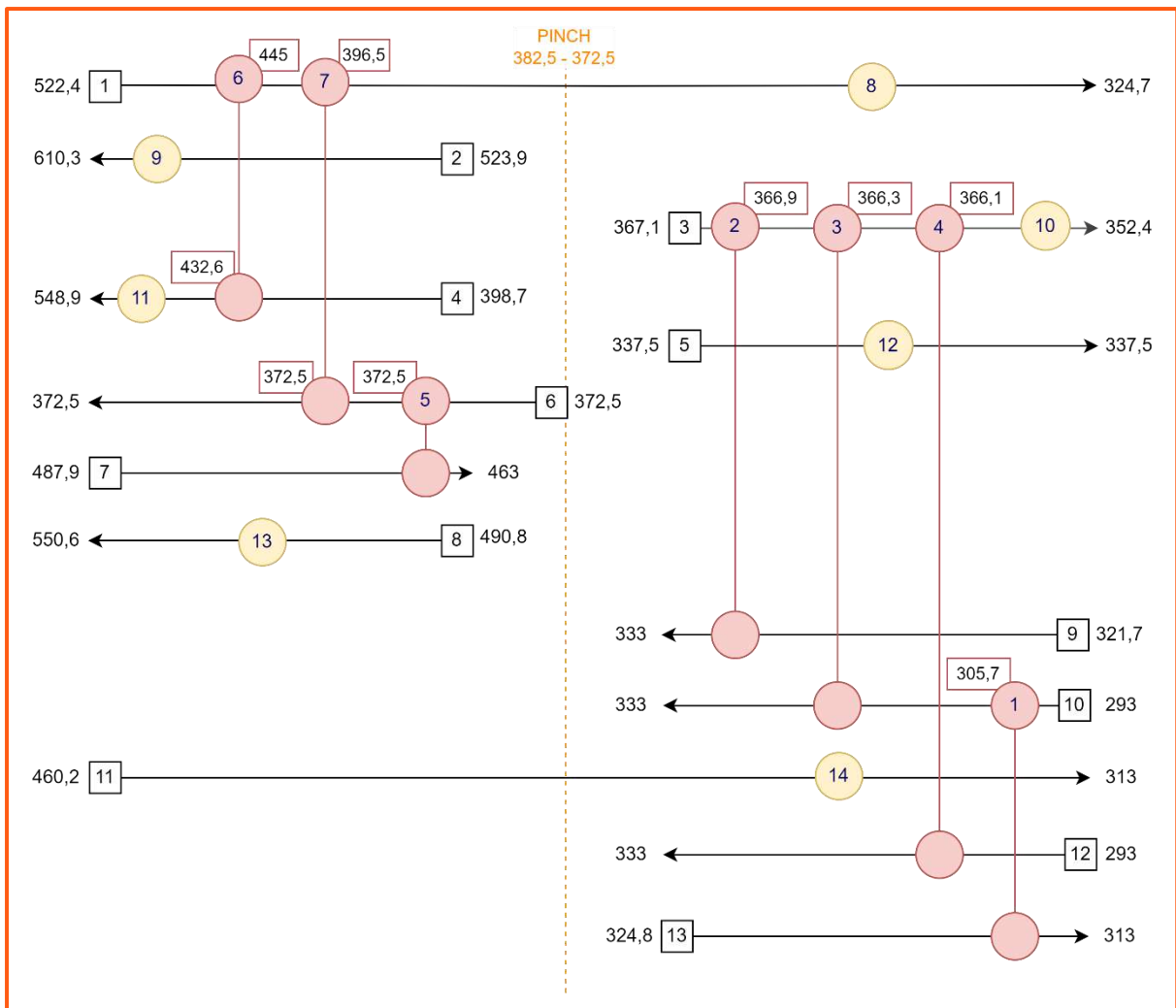


Figura 5.3. Red de intercambiadores.

5.3.2. Diseño de intercambiadores

Una vez completada la integración energética de las corrientes del proceso, se diseñó la red de intercambiadores para cumplir con los requerimientos energéticos.

En primer lugar, se diseñaron los intercambiadores involucrados en la integración, es decir, aquellos que permiten el intercambio de calor entre dos de las corrientes del proceso. Para este propósito, se empleó la *Ecuación 5.1* y se calcularon los ΔT medios logarítmicos utilizando las temperaturas de entrada y salida de las corrientes frías y calientes, detalladas en la sección anterior.

Asimismo, en base al compuesto mayoritario de cada corriente, se determinaron los coeficientes de transferencia de calor para los fluidos de intercambio a partir de valores obtenidos de bibliografía. Con esta información, se calculó el coeficiente de intercambio de calor "U" para cada intercambiador. Posteriormente, con los calores correspondientes, se calculó el área de cada intercambiador. Los resultados del diseño se presentan en la *Tabla 5.3.* ^[5.1]

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ML}$$

Ecuación 5.1.

Tabla 5.3. Intercambiadores correspondientes a la integración energética.

| Intercambiador | Corriente fría | Corriente caliente | Q [kW] | U [J/m ² .s.K] | ΔT_{ML} [K] | A [m ²] |
|----------------|-----------------------------|--------------------|--------|---------------------------|---------------------|---------------------|
| 1 | Q20 pretrat. aceite de soja | Q18 (biodiesel) | 104,4 | 313,8 | 16,64 | 19,99 |
| 2 | Q14 (reciclo) | Q8 (cond. 3) | 61,5 | 1063,9 | 39,38 | 1,47 |
| 3 | Q20 pretrat. aceite de soja | Q8 (cond. 3) | 255,2 | 367,6 | 45,84 | 15,14 |
| 4 | Q21 pretrat. AVU | Q8 (cond. 3) | 62,8 | 367,6 | 50,56 | 3,38 |
| 5 | Q11 (reb. 4) | Q12 (cond. 5) | 2363,0 | 1460,7 | 102,47 | 15,79 |
| 6 | Q9 (reb. 3) | Q6 (cond. 2) | 1315,4 | 710,9 | 48,39 | 38,24 |
| 7 | Q11 (reb. 4) | Q6 (cond. 2) | 824,0 | 1460,7 | 43,89 | 12,85 |

A pesar de realizar la integración para generar un ahorro energético, algunas corrientes de proceso aún requieren corrientes auxiliares para el intercambio de calor. Entre estas corrientes auxiliares se incluyen el agua de la torre de enfriamiento y el fluido calefactor de la caldera.

En todos los casos, el diseño de los intercambiadores se llevó a cabo de la misma manera que los de integración. Las temperaturas de entrada y salida de las corrientes de proceso se detallan en el apartado 5.3.1, mientras que las de las corrientes auxiliares se encuentran en las secciones correspondientes al diseño de los equipos que las suministran.

A continuación, se presentan en la *Tabla 5.4* los resultados del diseño de los intercambiadores que utilizan agua de torre como servicio auxiliar. Cabe aclarar que en esta sección se han incluido los calores a extraer correspondientes a los reactores calculados en el capítulo 3.

Tabla 5.4. Intercambiadores que utilizan agua de torre.

| Intercambiador | Corriente caliente | Q [kW] | U [J/m ² .s.K] | ΔT_{ML} [K] | A [m ²] |
|----------------|--------------------|--------|---------------------------|---------------------|---------------------|
| 8 | Q6 (cond. 2) | 1220,6 | 1397,5 | 39,16 | 22,30 |
| 10 | Q8 (cond. 3) | 4944,5 | 4017,9 | 42,58 | 28,90 |
| 12 | Q10 (cond. 4) | 3103,0 | 1397,5 | 18,70 | 118,74 |
| 14 | Q17 (glicerol) | 200,4 | 989,1 | 44,28 | 4,58 |
| 15 - R1 | Reactor 1 | 160,9 | 750,0 | 17,48 | 12,27 |
| 16 - R2 | Reactor 2 | 14,3 | 750,0 | 17,48 | 1,09 |

Por último, la *Tabla 5.5* presenta los resultados del diseño de los intercambiadores que emplean vapor o fluido térmico como corriente auxiliar.

Tabla 5.5. Intercambiadores que utilizan fluido calefactor.

| Intercambiador | Corriente caliente | Q [kW] | U [J/m ² .s.K] | ΔT_{ML} [K] | A [m ²] |
|----------------|--------------------|--------|---------------------------|---------------------|---------------------|
| 9 | Q7 (reb. 2) | 4246,0 | 918,9 | 49,04 | 94,22 |
| 11 | Q9 (reb. 3) | 4507,6 | 857,1 | 46,02 | 114,26 |
| 13 | Q13 (reb. 5) | 2231,0 | 918,9 | 28,55 | 85,02 |

5.4. Sistemas auxiliares de enfriamiento y calentamiento

En este apartado se detallan los equipos necesarios para la generación de los servicios auxiliares de enfriamiento y calentamiento.

5.4.1. Torre de enfriamiento

Como se mencionó anteriormente, es necesario enfriar algunas corrientes calientes. La opción más viable para esto es la instalación de una torre de enfriamiento que mantenga el fluido de enfriamiento en un ciclo cerrado. Como corriente auxiliar se utilizó agua, siendo el fluido por excelencia para los propósitos que se necesitan. En este ciclo, el fluido ingresa al intercambiador de calor, donde se enfría la corriente de proceso y el agua de torre se calienta. Luego, el fluido se dirige a la torre de enfriamiento para enfriarse nuevamente y volver a ingresar al intercambiador.

Como se mencionó en el capítulo 3, para el diseño térmico de los reactores se analizó las condiciones para las cuales la torre de enfriamiento funcione adecuadamente incluso en los días más húmedos y calurosos del año. A partir del cálculo de la temperatura de bulbo húmedo en los días más calurosos y considerando un ΔT de 5°C, se determinó en el apartado 3.4.5.2 que el agua sale de la torre a 32°C.

Posteriormente, se estableció la temperatura del agua de entrada a la torre. Según bibliografía, en aplicaciones industriales, el rango de temperatura para el ingreso de agua varía entre 40-60°C. Por lo tanto, para el caso del agua de enfriamiento proveniente de los reactores, se consideró un promedio, optando por una temperatura de entrada de 50°C. Cabe destacar que la temperatura dentro de los reactores es de 60°C. Sin embargo, en el caso de los demás equipos que requieren agua de enfriamiento, se observó que esta puede ingresar a la torre a 55°C, lo que permite un menor caudal y asegura la transferencia de calor adecuada en cada intercambiador.^[5.2]

En base a la temperatura de entrada y salida del agua, su capacidad calorífica, y los calores específicos de cada intercambiador (que se muestran en la *Tabla 5.4*), se calculó el caudal

de agua necesario para cada intercambiador. De esta manera, se pudo determinar el caudal total requerido. Los resultados se muestran en la *Tabla 5.6*.

Tabla 5.6. Flujo de agua requerido.

| Intercambiador | Q [kW] | Temperatura entrada a la torre | Temperatura salida a la torre | Flujo [kg/h] |
|---------------------------|--------|--------------------------------|-------------------------------|---------------|
| 8 | 1220,6 | 55°C | 32°C | 45704 |
| 10 | 4944,5 | | | 185148 |
| 12 | 3103,0 | | | 116193 |
| 14 | 200,4 | | | 7504 |
| 15 - R1 | 160,9 | 50°C | | 7697 |
| 16 - R2 | 14,3 | | | 684 |
| Flujo total [kg/h] | | | | 362931 |

Una vez que se determinó el caudal total de agua que circula por la torre de enfriamiento, se realizó el diseño del equipo. Para ello, se siguió el procedimiento de selección de torres proporcionado por la empresa GOHL en su folleto, ajustado a la temperatura de operación específica de la torre. A continuación, se detallan los cálculos realizados.^[5.3]

Considerando que el agua experimenta un cambio de temperatura de 23°C, se determinó el parámetro k_1 utilizando la *Figura 5.4*, aproximando dicho cambio de temperatura a 25°C. Finalmente, k_1 tiene un valor de 2,6.

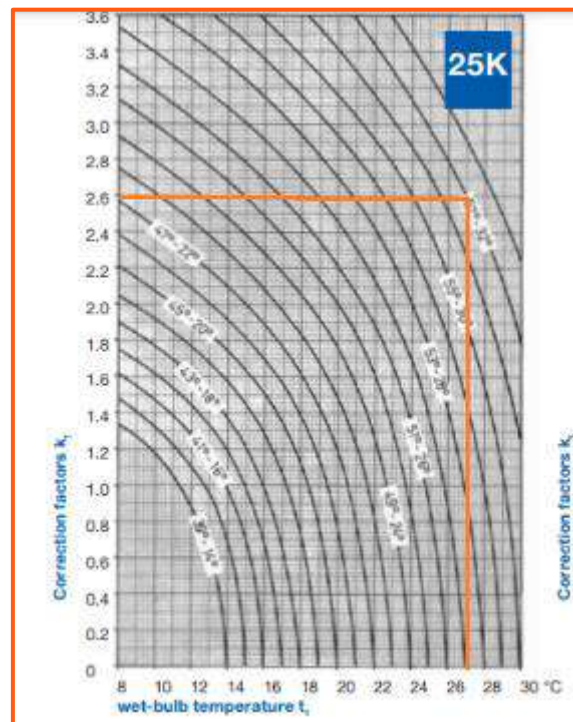


Figura 5.4. Determinación de k_1 .

A partir de la *Tabla 5.6*, se pudo observar que el calor total a intercambiar en la torre era de 9644 kW. Sin embargo, tras calcular el calor corregido con la consideración de k_1 , se vio que este era de 3709 kW. Esto indicó la necesidad de elegir la unidad 5/82Z para cumplir con los requisitos, la cual provee un flujo nominal de agua de 610974 kg/h.

Por otro lado, es importante tener en cuenta que, para estimar el rango de presiones en el que se necesita que trabaje, se debe considerar la ubicación de la planta. En el caso de Avellaneda, la época más ventosa del año es entre agosto y diciembre, con vientos que no superan los 18 km/h. Por lo tanto, se considera que los ventiladores que aportan de 0 a 40 Pa son suficientes.

Después, al establecer que la relación entre el caudal de operación y el nominal es de 0,59, se calculó el factor k_2 utilizando la *Figura 5.5*. Esto permitió determinar el calor necesario a intercambiar, que resultó tener un valor de 3864 kW. Al observar que la unidad seleccionada puede intercambiar 4085 kW, se concluyó que es capaz de satisfacer los requisitos.

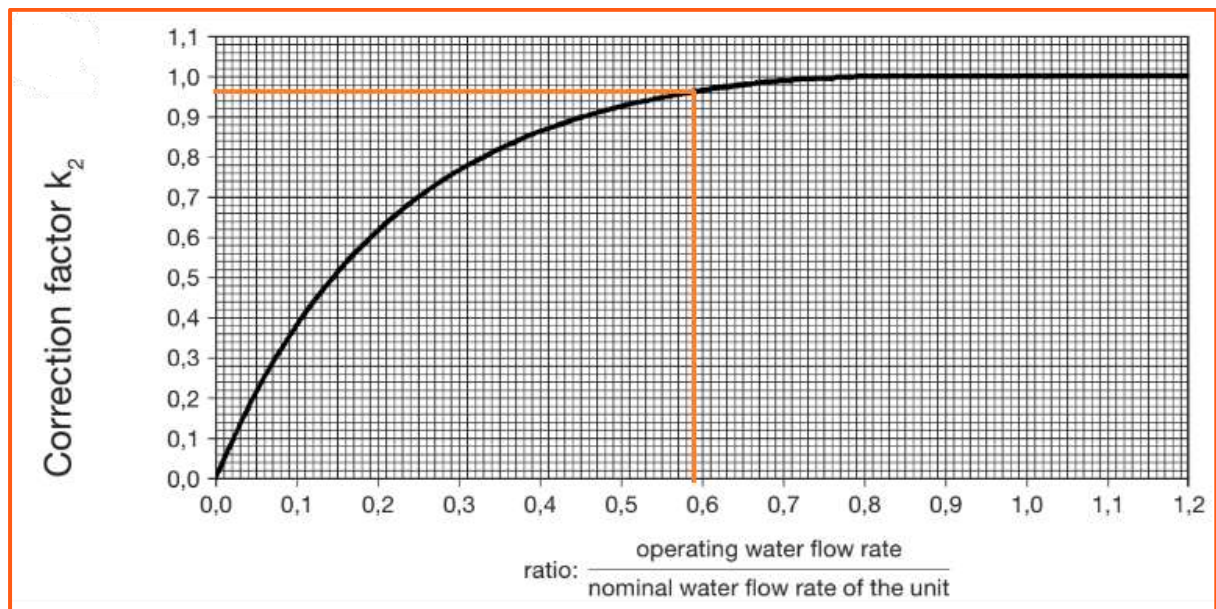


Figura 5.5. Determinación de k_2 .

La *Tabla 5.7* muestra las dimensiones y la potencia de la torre de enfriamiento. La misma resulta ser de tipo forzado.

Tabla 5.7. Características de la torre de enfriamiento.

| Altura [m] | Longitud [m] | Ancho [m] | Cantidad de ventiladores | Potencia total de los forzadores [kW] |
|------------|--------------|-----------|--------------------------|---------------------------------------|
| 2 | 5 | 6 | 5 | 61,5 |

Por último, se procedió a calcular el caudal de reposición de agua debido a que parte de dicho fluido se evapora durante el enfriamiento en la torre. Además, se asumió un 10% de pérdidas por arrastre, empleando la *Ecuación 5.2*.^[5.4]

$$L_{REP} = 1,1 \cdot G_S \cdot (Y_2 - Y_1) \quad \text{Ecuación 5.2.}$$

En la *Figura 5.6* se puede observar que el punto "1" corresponde a la corriente de entrada del aire, mientras que el punto "2" indica la salida.

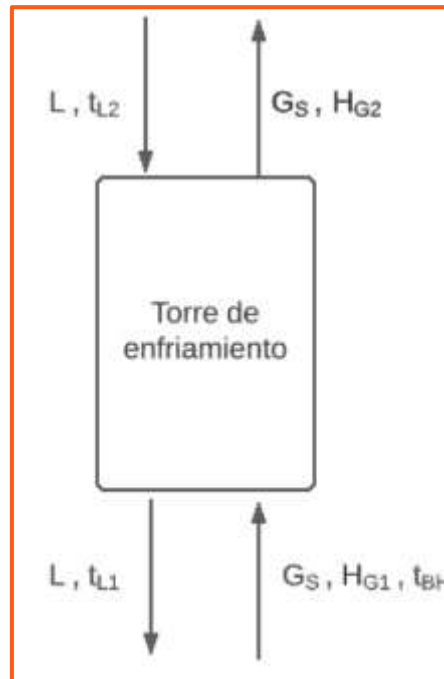


Figura 5.6. Esquema de la torre de enfriamiento.

Inicialmente, se planteó el balance de energía en la torre (*Ecuación 5.3*). Se calculó el caudal mínimo necesario de aire (G_{SMin}) con la carta psicrométrica; se ubica el punto ($T_{L1}; H_{G1}$) y se traza la recta tangente a la curva de equilibrio. A partir de la pendiente, se halla que G_{SMin} es de 161819 kg/h. Luego, se estimó el caudal de aire (G_S) como 1,5 veces el mínimo.

$$L \cdot C_{PL} \cdot (T_{L2} - T_{L1}) = 1,5 \cdot G_{SMin} \cdot (H_{G2} - H_{G1}) \quad \text{Ecuación 5.3.}$$

En la *Tabla 5.8* se detallan los valores de cada variable presentada en la ecuación.

Tabla 5.8. Parámetros para el cálculo de agua de reposición.

| Parámetro | Valor | Detalle |
|------------------------------------|-------------|-----------------------------------|
| Caudal de agua requerido (L) | 362931 kg/h | Definido en la <i>Tabla 5.6</i> . |
| Caudal de aire requerido (G_S) | 242728 kg/h | $1,5 \cdot G_{SMin}$ |

| Parámetro | Valor | Detalle |
|---|--------------|--|
| Capacidad calorífica del agua (C_{pL}) | 4,18 kJ/kg.K | - |
| Temperatura de salida del agua de la torre (T_{L1}) | 32°C | - |
| Temperatura promedio de entrada del agua de la torre (T_{L2}) | 55°C | - |
| Entalpía del aire a la entrada de la torre (H_{G1}) | 90 kJ/kg | A partir de la carta psicométrica y de la temperatura de bulbo húmedo, se determinó H_{G1} . |
| Entalpía del aire a la salida de la torre (H_{G2}) | 234 kJ/kg | Se calculó a partir de la <i>Ecuación 5.3</i> . |

Finalmente, se calcula el agua de reposición utilizando la *Ecuación 5.2*, donde las humedades absolutas se obtienen de la carta psicométrica: para la salida del aire ($Y2'$) es de 0,06 kg de vapor de agua por kg de aire seco, y para la entrada ($Y1'$) es de 0,024 kg de vapor de agua por kg de aire seco. Esto resulta en un valor de 11214 kg/h.

Asimismo, es fundamental mencionar la implementación de una purga en este sistema. El agua contiene ciertos minerales que, al evaporarse el fluido, tienden a concentrarse, lo que puede ocasionar diversos problemas. En primer lugar, se incrementa el riesgo de corrosión, lo cual, si alcanza el intercambiador de calor, puede dañar los materiales de la instalación y reducir la eficiencia general de la planta. Esto puede derivar en costosos tiempos de inactividad y, en casos extremos, en la necesidad de sustituir el equipo si no se gestiona adecuadamente. Por otro lado, las incrustaciones provocan la acumulación de depósitos persistentes en las superficies de transferencia de calor, en las tuberías y en el relleno de la torre de refrigeración. Esto disminuye la eficiencia general del sistema de refrigeración, incrementando a su vez los costos operativos. Por lo tanto, es esencial controlar la concentración de minerales en el agua para asegurar un rendimiento óptimo de los sistemas. De este modo, se ha establecido que el caudal de purga debe ser del 7% del caudal de alimentación de la torre, lo que equivale a 25405 kg/h.^[5.5; 5.6]

En la *Tabla 5.8* se resumen los caudales de agua involucrados en el presente equipo.

Tabla 5.8. Caudales de agua en la torre de enfriamiento.

| | |
|---|-------------|
| Caudal de agua que circula por los intercambiadores | 362931 kg/h |
| Agua de reposición | 11214 kg/h |
| Agua de purga | 25405 kg/h |

5.4.2. Caldera

En los reboilers, donde se necesitan alcanzar altas temperaturas, se recurre a una caldera para calentar el fluido auxiliar, el cual luego pasa por el intercambiador. Al analizar la *Tabla 5.2*, se observa que la corriente Q7 (reb 1) opera a temperaturas elevadas. Inicialmente, se consideró la posibilidad de utilizar vapor de agua, pero esto habría requerido que la caldera opere a 160 bares. Por lo tanto, se decidió emplear un fluido térmico específico que pudiera operar a presiones más bajas y alcanzar las temperaturas necesarias. En contraste, para los demás intercambiadores que requieren un fluido auxiliar calefactor, se utiliza vapor de agua.

Caldera con fluido térmico:

Se decidió emplear el fluido térmico DOWTHERM, fabricado por la empresa DOW. Este fluido tiene una temperatura límite de 400°C, por lo que se decidió establecer una temperatura de trabajo menor. A una presión de diseño de caldera de 10 bares, la temperatura de saturación es de 395°C, entonces, se fijó la temperatura de salida de la caldera en 390°C, considerando un margen de seguridad de 5°C con respecto a la temperatura de saturación. En la *Figura 5.7* se muestra la curva de saturación del fluido térmico.^[5.7; 5.8]

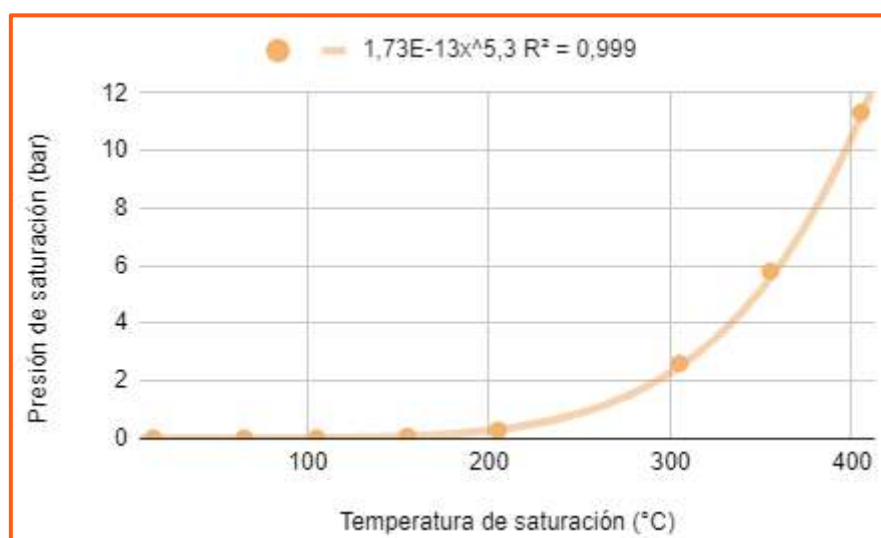


Figura 5.7. Presión de saturación vs temperatura de saturación del fluido térmico.

Posteriormente, se determinó la temperatura de entrada a la caldera tomando un ΔT de 10°C respecto de la temperatura de salida del fluido de proceso que circula por el intercambiador.

Además, se calculó la capacidad calorífica del fluido a la temperatura de trabajo utilizando el gráfico correspondiente a la *Figura 5.8* compuesto con los datos provistos por la ficha técnica del fluido calefactor.

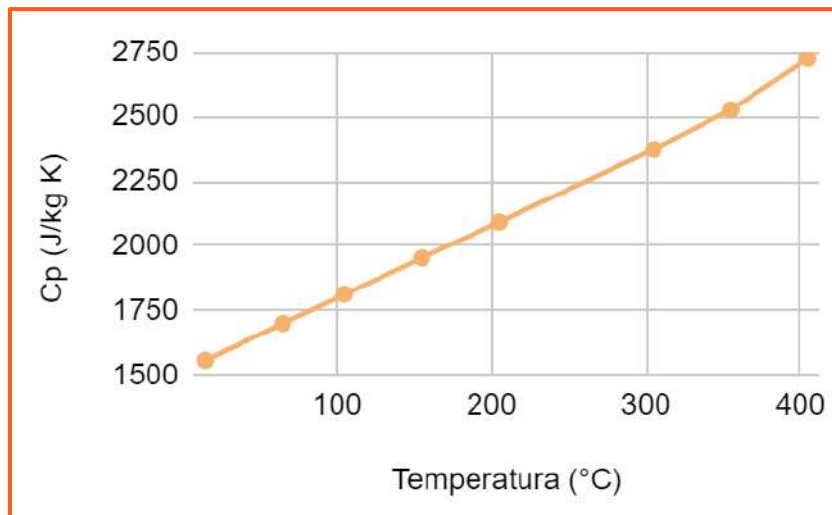


Figura 5.8. Cp vs temperatura del fluido calefactor DOWTHERM.

Considerando la capacidad calorífica del fluido (2626 J/kg.K), así como las temperaturas de entrada y salida y el calor intercambiado, se calculó el caudal necesario de fluido térmico en el intercambiador. En la *Tabla 5.9* se muestran los valores de estas variables.

Tabla 5.9. Flujo de DOWTHERM requerido.

| Intercambiador | Q [kW] | Temperatura entrada | Temperatura salida | Flujo [kg/h] |
|---------------------------|--------|---------------------|--------------------|---------------|
| 9 | 4246 | 523,9 K | 610,3 K | 136320 |
| Flujo total [kg/h] | | | | 136320 |

Para determinar el consumo de combustible de la caldera, fue necesario decidir cuál utilizar. Los más comunes son el Fuel-Oil y el GNC, debido a sus elevados poderes caloríficos. Para evitar costos excesivos de transporte, se optó por el gas natural, que presenta un poder calorífico de 38874 kJ/m³. Finalmente, teniendo en cuenta que el calor a intercambiar en la caldera es de 4246 kW, se calculó que el flujo volumétrico necesario de gas natural es de 393,21 m³/h.

Caldera con vapor de agua:

Como se mencionó anteriormente, las corrientes Q9 (reb. 2) y Q13 (reb. 4) necesitan ser calentadas. Debido a las temperaturas que deben alcanzar, es viable utilizar vapor de agua en la caldera.

Al comparar las temperaturas de las corrientes de proceso que deben alcanzar a la salida de los intercambiadores, se observa que la corriente Q13 (reb. 4) alcanza la mayor temperatura, siendo esta de 550,6 K (*Tabla 5.2*). Por lo tanto, se considera que la temperatura de saturación del vapor de agua será de 559,0 K, tomando un ΔT de aproximadamente 8 K con respecto a la temperatura de salida de Q13 (reb. 4). Esta temperatura de saturación corresponde a una presión de 69,08 atm (70 bar), que será la presión de diseño de la caldera.^[5.9]

En la *Tabla 5.10* se detallan las variables necesarias, junto con sus respectivos valores, para calcular el caudal requerido de vapor de agua que debe pasar por los intercambiadores.

Tabla 5.10. Flujo de vapor de agua requerido.

| Intercambiador | Q [kW] | Temperatura | ΔH saturación | Flujo [kg/h] |
|--------------------|--------|-------------|-----------------------|--------------|
| 11 | 4507,6 | 559 K | 1503,8 kJ/kg | 10791 |
| 13 | 2231,0 | | | 5341 |
| Flujo total [kg/h] | | | | 16132 |

Por lo tanto, el flujo total de vapor es la suma del necesario para los intercambiadores (16132 kg/h) y el de los eyectores (57 kg/h), este último es calculado en el siguiente apartado. En total, se requieren 16189 kg/h de vapor de agua.

Siguiendo un enfoque similar al diseño de la caldera con fluido térmico, se optó por utilizar gas natural. En conclusión, se necesitan 624,04 m³/h.

Por otro lado, al utilizar agua, puede que ciertas impurezas ingresen con ella a la caldera. A medida que el agua se evapora, estas sustancias se depositan en la zona de calentamiento, formando sedimentos que dificultan la transferencia de calor. Estos sólidos promueven la formación de espuma, lo que genera problemas técnicos en la operación de este tipo de equipos.

Para disminuir los niveles de sólidos disueltos y suspendidos a límites aceptables, se realiza una descarga periódica del agua, conocida como purga. Una purga insuficiente puede causar el arrastre de agua hacia el vapor, mientras que una purga excesiva resulta en un desperdicio de energía, agua y dinero. Por lo tanto, es esencial determinar la tasa de purga óptima, que depende de varios factores, como el tipo de caldera, la presión de operación y la calidad del agua. Las tasas de purga suelen variar entre el 4% y el 8% del caudal de agua de alimentación de la caldera. Para la caldera seleccionada, se opta por un valor intermedio del 6% del vapor generado. Se obtiene entonces, una purga de 971 kg/h.

5.5. Equipos auxiliares

5.5.1. Eyectores

El proceso emplea dos destiladores que operan al vacío para garantizar la obtención de productos de alta calidad sin superar sus temperaturas de descomposición. Estos destiladores son el destilador 1, que funciona a 2,5 kPa, y el destilador 4, que opera a 10 kPa. Para llevar a cabo esta operación de manera eficiente, se incorporan dos eyectores, uno para cada destilador, asegurando así la integración adecuada del equipo en el sistema.

El eyector es un dispositivo sin partes móviles, diseñado para aspirar gas o vapor del recipiente o sistema deseado. Este equipo es relativamente económico, fácil de operar y no requiere mantenimiento.

En la *Figura 5.9* se detallan los componentes del eyector. Estos equipos aprovechan la energía generada por la expansión de un fluido motriz para crear un vacío. Mientras el fluido de aspiración, ingresando por el cabezal (1), se mantiene a una presión relativamente baja, el fluido motriz entra a alta velocidad en la tobera (2), generando un efecto de arrastre sobre el fluido de aspiración. Esta energía cinética se convierte en un aumento de presión en la mezcla de fluidos, tanto en la garganta (3) como en el difusor del eyector (4).^[5.10]

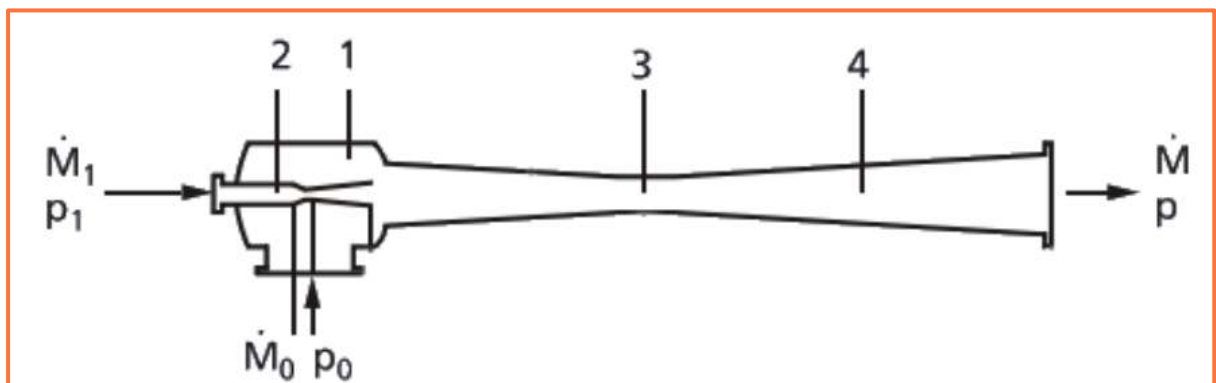


Figura 5.9. Diagrama del eyector.

5.5.1.1. Eyector del destilador 1

Walas propone un método para el diseño de eyectores, donde el primer paso es determinar la cantidad de etapas necesarias para alcanzar la presión deseada. La *Tabla 5.11* muestra la cantidad de etapas requeridas para diferentes presiones.^[5.11; 5.12]

Tabla 5.11. Número de etapas del eyector en función de la presión.

| Número de etapas | Presión requerida |
|------------------|-------------------------|
| Una etapa | 8 kPa- 100 kPa |
| Dos etapas | 1,33 kPa – 13,33 kPa |
| Tres etapas | 0,27 kPa - 2 kPa |
| Cuatro etapas | 0,0033 kPa – 0,33 kPa |
| Cinco etapas | 0,0005 kPa – 0,0067 kPa |

Para alcanzar la presión deseada de 2,5 kPa en el destilador 1, se requieren 2 etapas. Es importante destacar que después de la primera etapa se coloca un condensador para eliminar parte del vapor utilizado en la generación del vacío, evitando así grandes flujos de vapor dentro del siguiente eyector.

Con la presión requerida se ingresó al gráfico de la *Figura 5.10* hasta intersectar la curva 2C, que corresponde a dos etapas con 1 condensador intermedio. Luego, se determinó el valor de la relación entre libras de vapor y libras de aire dando como resultado un valor de 8,5.

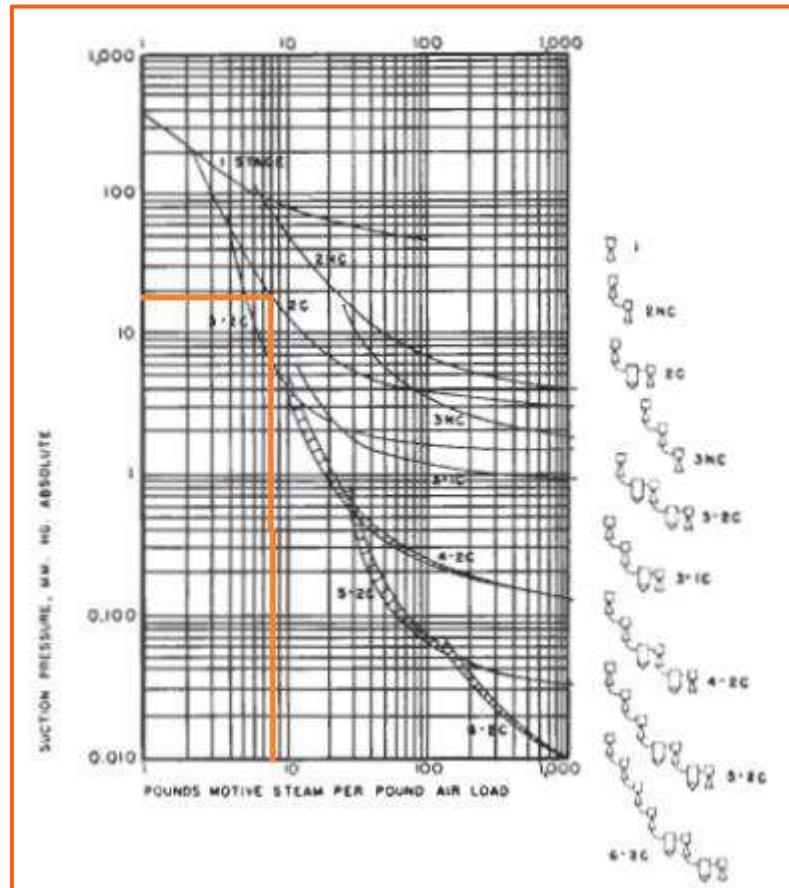


Figura 5.10. Presión de succión en función de las libras de vapor por libra de carga de aire.

Luego, se calculó la carga de aire necesaria con la *Ecuación 5.4*.

$$m = K \cdot V^{0,66} \quad \text{Ecuación 5.4.}$$

Donde:

- K es una constante que se puede hallar ingresando a la *Tabla 5.12* con la presión requerida.
- V es el volumen del destilador en ft³.
- m es la carga de aire en lbaire/h.

Tabla 5.12. Valor de constante K en función de la presión requerida.

| Presión [kPa] | >12 | 2,67-12 | 0,4-2,67 | 0,13-0,4 | <0,13 |
|---------------|-------|---------|----------|----------|--------|
| K | 0,194 | 0,146 | 0,0825 | 0,0508 | 0,0254 |

Para el caso de este destilador al trabajar a 2,5 kPa, la K elegida es de 0,0825 y el volumen de 660,74 ft³ (extraído de la *Tabla 4.16*). Finalmente, la carga de aire es 5,99 lb_{aire}/h.

A partir de la carga de aire y el número obtenido de la *Figura 5.10*, se calculó la cantidad de vapor necesaria para cada eyector a fin de generar el vacío requerido, siendo esta de 23,1 Kg_{vapor}/h.

5.5.1.2. Eyector del destilador 4

El segundo eyector corresponde al del destilador 4, el cual opera a una presión de 10 kPa. El diseño de este eyector se llevó a cabo siguiendo un procedimiento análogo al utilizado para el destilador 1. De acuerdo con la presión necesaria y según lo indicado en la *Tabla 5.11*, se determinó que se requiere únicamente una etapa. Por otro lado, a partir de la *Figura 5.11*, se determinó que la relación entre el fluido motriz y la carga de aire es de 17.

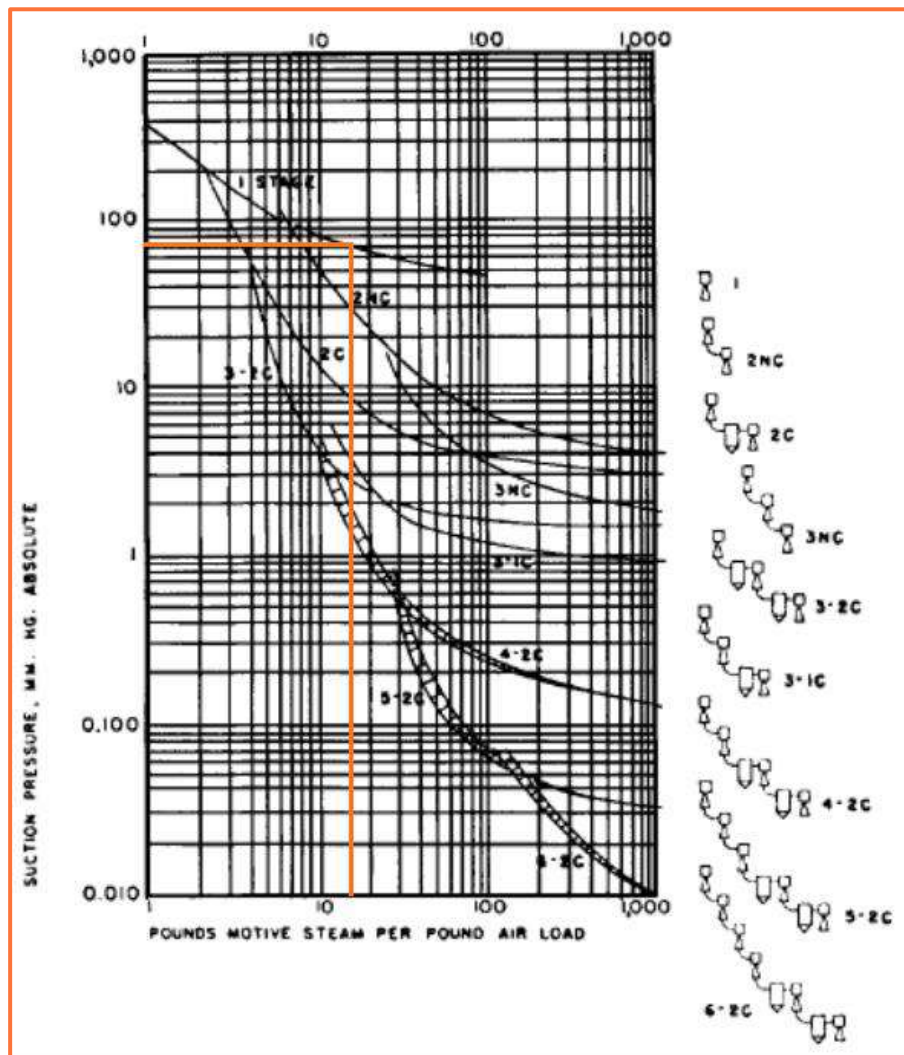


Figura 5.11. Presión de succión en función de las libras de vapor por libra de carga de aire.

Para calcular la carga de aire, se empleó una constante K de 0,146, correspondiente a la presión requerida, y un volumen de 138,08 ft³. Utilizando estos valores en la *Ecuación 5.4*, se obtuvo una carga de aire de 3,77 lb_{aire}/h.

Finalmente, el caudal de vapor requerido se calculó multiplicando la relación obtenida del gráfico y la carga de aire, lo que dio como resultado un caudal de 29,1 kg_{vapor}/h.

Para concluir el diseño de los eyectores, los resultados obtenidos se presentan en la *Tabla 5.13*.

Tabla 5.13. Resultados del diseño de eyectores.

| | Destilador | Presión [kPa] | Cantidad de eyectores | Cantidad de condensadores | Flujo de vapor [kg/h] |
|-----------|------------|---------------|-----------------------|---------------------------|-----------------------|
| Eyector 1 | 1 | 2,5 | 2 | 1 | 23,1 |
| Eyector 2 | 5 | 10 | 1 | 0 | 29,1 |
| | | | | | 52,26 |

A modo de disponer de un margen de seguridad, se optó por incrementar un 10% el valor obtenido. Finalmente, el caudal total de vapor requerido para los eyectores es de 57 kg/h.^[5.10]

Es importante señalar que el vapor es generado por la caldera previamente diseñada, la cual opera a 70 bar. Dado que el flujo motriz que ingresa a los eyectores debe estar a 7 bar, el vapor necesita pasar por una válvula reductora de presión antes de entrar en los eyectores, asegurando así las condiciones de presión adecuadas para su funcionamiento.^[5.11]

5.5.2. Bombas

En esta sección, se describirá en detalle la potencia necesaria para las bombas esenciales de la planta. Se consideran especialmente importantes las siguientes:

- Las entradas a los destiladores requieren una atención particular, ya que los fluidos deben ser elevados a una cierta altura para poder ingresar al equipo. Es importante destacar que la altura de elevación dependerá del plato al que se dirija la alimentación.
- El ingreso del agua a la torre de enfriamiento también requiere consideración, ya que, al igual que en los destiladores, la potencia necesaria depende de la altura de la torre para que el fluido pueda ingresar.
- Los destiladores 1 y 4 operan al vacío, por lo que es crucial instalar una bomba a la salida de estos equipos para que los productos se encuentren a presión atmosférica.

- Las corrientes que ingresan a sus respectivas calderas requieren el uso de bombas de desplazamiento positivo. Este tipo de bombas aseguran un caudal constante de fluido calefactor y de vapor. No se coloca una bomba centrífuga porque es importante asegurar un caudal constante y no una diferencia de presión ya que al comienzo la caldera trabajará a menor presión con un determinado caudal, y a medida que se vaya calentando el vapor y acumulando en el domo, esa presión aumentará y la bomba debe seguir proveyendo el mismo caudal a mayor presión.

El cálculo de la potencia consumida por cada bomba centrífuga puede determinarse mediante un balance macroscópico de energía mecánica, utilizando la ecuación de Bernoulli. Se aplican dos simplificaciones: primero, se omiten las pérdidas por fricción; segundo, se asume que los tubos de entrada y salida de la bomba tienen el mismo diámetro, evitando cambios significativos en la velocidad. Finalmente, el balance simplificado se expresa de la siguiente manera:

$$0 = \frac{\hat{w}}{g} + \cancel{\hat{v}} + \Delta h + \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} + \frac{\cancel{\Delta(\hat{v}^2)}}{2}$$

$$Pot = -\frac{\hat{w}}{g} \cdot \rho \cdot g \cdot Q [=] Watts$$

En la *Tabla 5.14* se presentan las corrientes, junto con sus respectivas presiones de entrada y salida, las alturas de bombeo, y la potencia requerida para cada una.

Tabla 5.14. Parámetros requeridos para las bombas centrífugas.

| Corriente | | Presiones [Pa] | | Altura de bombeo [m] | Potencia [kW] |
|-----------------------|-----------|----------------|--------|----------------------|---------------|
| Entrada | Salida | Entrada | Salida | | |
| P10 | Biodiesel | 2500 | 101300 | 0,0 | 0,5306 |
| P11a | Glicerol | 10000 | 101300 | 0,0 | 0,0350 |
| Torre de enfriamiento | | 101300 | 101300 | 2,0 | 1,9780 |
| Destilador 1 | | 101300 | 101300 | 1,8 | 0,1025 |
| Destilador 2 | | 101300 | 101300 | 1,1 | 0,0340 |
| Destilador 3 | | 101300 | 101300 | 6,4 | 0,1621 |
| Destilador 4 | | 101300 | 101300 | 1,4 | 0,0072 |

Sin embargo, como se mencionó anteriormente, es necesario utilizar dos bombas de desplazamiento positivo para las calderas. El cálculo de la potencia para estas bombas se obtiene multiplicando el caudal volumétrico por la presión de diseño de las calderas. En la *Tabla 5.15* se muestra la potencia requerida para estos dos equipos.^[5.13; 5.14]

Tabla 5.15. Parámetros requeridos para las bombas de desplazamiento positivo.

| Corriente | Presión [Pa] | Caudal volumétrico [m ³ /s] | Potencia [kW] |
|----------------------------|--------------|--|---------------|
| Caldera con fluido térmico | 1000000 | 0,054 | 53,5294 |
| Caldera con vapor de agua | 7000000 | 0,004 | 31,4789 |

Finalmente, se calculó una potencia total de 87,9 kW. No obstante, se consideró prudente añadir un 10% adicional de potencia de bombeo debido a la suposición de ausencia de pérdidas de carga en las cañerías, y a que los destiladores deben estar elevados sobre una base, lo que aumenta la altura de bombeo hasta el plato de alimentación. Como resultado, se determina que se necesita un total de 96,6 kW.

5.6. Cálculo del consumo energético

Es crucial estimar el consumo energético de una planta. En la *Tabla 5.16* se presenta un resumen de todos los consumos calculados en las secciones anteriores.

Tabla 5.16. Consumos energéticos en la planta.

| Equipo | Consumo energético [kW] |
|--|-------------------------|
| Forzadores de la torre de enfriamiento | 61,5 |
| Agitadores | 1429,0 |
| Bombas | 96,6 |
| Total [kW] | 1587,1 |

5.7. Bibliografía del capítulo 5

5.1. Cao, E. "Intercambiadores de calor. Operaciones II". Universidad de Buenos Aires. Argentina. 1983.

5.2. Mundo HVAC&R. "Torres de Enfriamiento". 2015. Recuperado de: <https://www.mundohvacr.com/2009/03/torres-de-enfriamiento>

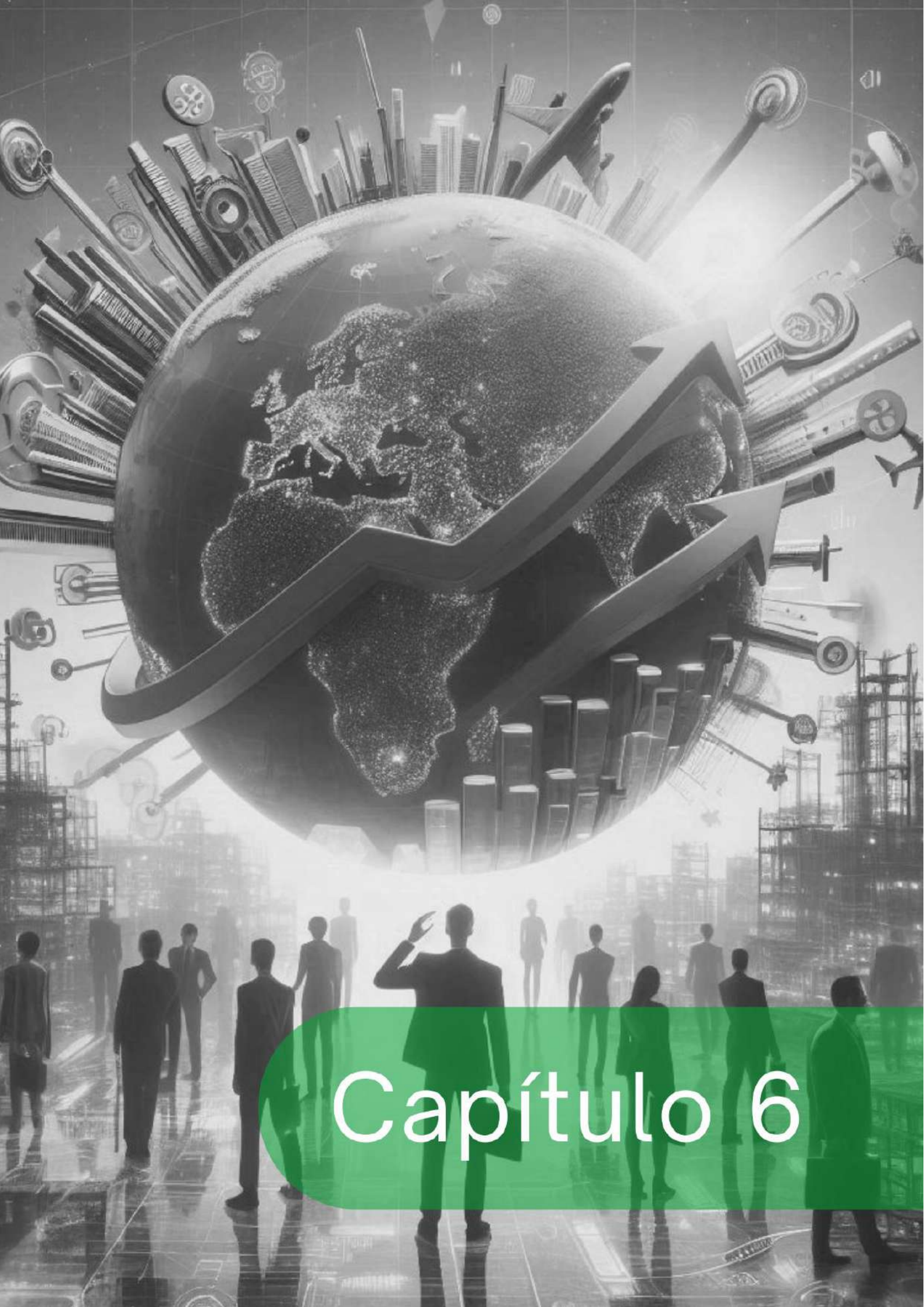
5.3. GOHL. "Catalogo Cooling Tower". Recuperado de: https://www.jacir-gohl.ro/sites/default/files/gohl/documentatie/dt_cooling_tower.pdf

5.4. Treybal, R. "Operaciones de Transferencia de Masa". Universidad de Rhode Island. Estados Unidos.

5.5. Veolia. "Tratamiento del agua de torres refrigeración - ¿Por qué es importante?". Recuperado de: <https://blog.veoliawatertechnologies.es/tratamiento-del-agua-de-torres-refrigeraci%C3%B3n-por-qu%C3%A9-es-importante>

5.6. ChemTreat. "¿Cómo funcionan las torres de enfriamiento?". Recuperado de: <https://es.chemtreat.com/how-do-cooling-towers-work/>

- 5.7. Rodun International B.V. "DOWTHERM A". 2023. Recuperado de: <https://rodun-int.com/es/shop/downtherm/dowtherm-a/>
- 5.8. VYC Industrial. "Calderas y sistemas de aceite térmico". Recuperado de: <https://vycindustrial.com/calderas/sistemas-aceite-termico/>
- 5.9. Cengel Y. "Transferencia de Calor y Masa". 2011.
- 5.10. GEA. "Product Catalog: Jet Pumps, Mixers, Heaters, Vacuum Systems". Recuperado de: <https://www.gea.com>
- 5.11. Walas, S. "Chemical Process Equipment Selection and Design" Department of Chemical and Petroleum Engineering. University of Kansas. Estados Unidos. 1990.
- 5.12. Rennola A. "Material de apoyo DISEÑO DE PLANTAS I. Eyectores". Universidad de los Andes (ULA). Venezuela.
- 5.13. Gunt Hamburg. "Bombas de desplazamiento positivo". Recuperado de: https://www.gunt.de/images/download/Conocimientos-Bsicos-Bombas-de-Desplazamiento-Positivo_spanish.pdf
- 5.14. González, P. "Máquinas Hidráulicas de Desplazamiento Positivo". 2009. Recuperado de: https://ocw.ehu.eus/file.php/115/maquinas_fluidos/tema-12-maquinas-hidraulicas-de-desplazamiento-positivo.pdf



Capítulo 6

Capítulo 6

6.1. Objetivos

- Estimar el costo de inversión requerido para el proyecto.
- Estimar el costo de operación para los productos y subproductos que permita realizar una comparación con los precios de mercado.
- Realizar un análisis de la justificación de la inversión.
- Desarrollar un cronograma preliminar del proyecto incluyendo las etapas clave.

6.2. Resumen ejecutivo

El análisis económico del proyecto culmina con las estimaciones presentadas en la *Tabla 6.1*.

Tabla 6.1. Resumen del análisis económico.

| | | | |
|---|-----------------------------|-----------------|-----------------|
| Inversión total | Inversión fija | 79.803.583 USD | 88.554.025 USD |
| | Capital de trabajo | 8.050.366 USD | |
| | Terreno | 700.076 USD | |
| Ingreso anual por ventas (100% capacidad) | Biodiesel (mercado interno) | 61.774.098 USD | 134.201.503 USD |
| | Biodiesel (mercado externo) | 64.219.913 USD | |
| | Glicerol | 8.207.492 USD | |
| Costos operativos total anual | Costos fijos | 10.264.001 USD | 133.637.022 USD |
| | Costos variables | 123.373.021 USD | |

Se analizó la rentabilidad del proyecto considerando una vida útil del activo de 20 años. Se concluyó que, en el mes de septiembre de 2024, el proyecto no es viable. Sin embargo, tras un análisis exhaustivo, se observó que el proyecto fue rentable en el pasado, lo que sugiere que podría volver a serlo.

Por último, se realizó un análisis de sensibilidad, del cual se concluyó que el proyecto es sensible a las variaciones en el precio de venta del biodiesel y en el costo de compra del aceite de soja.

6.3. Estimación del costo de inversión

En esta sección se analizó la inversión necesaria para iniciar la operación de la planta, un aspecto crucial para evaluar la rentabilidad y viabilidad del proyecto. Se evaluaron diversos elementos, como el valor del terreno destinado a la instalación, el costo de los equipos necesarios para el proceso, sus especificaciones, y el capital requerido para mantener la operatividad de la planta hasta que se generen ingresos por ventas.

6.3.1. Terreno

El espacio donde se ubica la planta productiva representa uno de los elementos a tener en cuenta en la inversión inicial. Para estimar este valor, es importante considerar dos factores clave: la superficie total ocupada por la planta y el costo de adquisición de un terreno en el parque industrial. A continuación, se procede a analizar estos elementos.

Superficie total de la planta:

La planta productiva ocupa una superficie específica diseñada para diversas actividades, siendo la más significativa la de proceso. Para estimar adecuadamente esta área, es crucial considerar el espacio requerido por los equipos involucrados en la producción. Para calcular este espacio, se emplea el método de las superficies parciales, que permite determinar las dimensiones ocupadas por distintos equipos o áreas de trabajo. Este enfoque de cálculo define la superficie total necesaria para cada equipo como la suma de tres áreas parciales:

- Superficie estática (S_s): área efectiva ocupada por el equipo o puesto de trabajo.
- Superficie de gravitación (S_g): área necesaria para la circulación del operador alrededor del equipo, incluyendo el área ocupada por las materias primas y piezas en proceso necesarias en ese puesto de trabajo.

Esta misma se la calcula multiplicando la superficie estática por el número de lados por los cuales se accede al equipo, denominado "factor" según se detalla en la *Tabla 6.2*.

- Superficie de evolución (S_e): área necesaria para los desplazamientos del personal, materiales y actividades de mantenimiento.

Para determinar esta área, primero se suma S_g y S_s , y luego se multiplica por un factor k que varía entre 0,5 y 3, refiriéndose a la altura promedio de personas u objetos. En la industria en general, este valor oscila entre 2 y 3, por lo tanto, se decide aplicar un valor promedio de 2,5.

Por lo tanto, el área total (S_T) queda determinada por la suma de cada una de las superficies mencionadas.^[6.1]

Tabla 6.2. Superficies de cada equipo.

| Equipo | S_s [m ²] | Factor | S_g [m ²] | $S_g + S_s$ | S_e [m ²] | S_T [m ²] |
|--------------|-------------------------|--------|-------------------------|-------------|-------------------------|-------------------------|
| Reactor 1 | 5,61 | 4 | 22,45 | 28,06 | 14,03 | 42,09 |
| Reactor 2 | 3,91 | 4 | 15,65 | 19,56 | 9,78 | 29,35 |
| Decantador | 20,57 | 4 | 82,28 | 102,85 | 51,43 | 154,28 |
| Extractor LL | 1,75 | 2 | 3,50 | 5,26 | 2,63 | 7,88 |

| Equipo | Ss [m ²] | Factor | Sg [m ²] | Sg + Ss | Se [m ²] | S _T [m ²] |
|--|----------------------|--------|----------------------|---------|----------------------|----------------------------------|
| Destilador 1 | 10,51 | 2 | 21,02 | 31,53 | 15,77 | 47,30 |
| Destilador 2 | 1,48 | 2 | 2,96 | 4,44 | 2,22 | 6,66 |
| Destilador 3 | 1,17 | 2 | 2,34 | 3,51 | 1,76 | 5,27 |
| Destilador 4 | 1,82 | 2 | 3,64 | 5,46 | 2,73 | 8,19 |
| Caldera de vapor de agua | 5,00 | 4 | 20,00 | 25,00 | 12,50 | 37,50 |
| Caldera de fluido calefactor | 20,00 | 4 | 80,00 | 100,00 | 50,00 | 150,00 |
| Torre de enfriamiento | 31,02 | 4 | 124,08 | 155,10 | 77,55 | 232,65 |
| Intercambiador 1 | 0,74 | 2 | 1,48 | 2,22 | 1,11 | 3,34 |
| Intercambiador 2 | 0,10 | 2 | 0,20 | 0,30 | 0,15 | 0,46 |
| Intercambiador 3 | 1,47 | 2 | 2,93 | 4,40 | 2,20 | 6,60 |
| Intercambiador 4 | 0,20 | 2 | 0,41 | 0,61 | 0,30 | 0,91 |
| Intercambiador 5 | 1,47 | 2 | 2,93 | 4,40 | 2,20 | 6,60 |
| Intercambiador 6 | 1,14 | 2 | 2,28 | 3,42 | 1,71 | 5,12 |
| Intercambiador 7 | 0,83 | 2 | 1,66 | 2,50 | 1,25 | 3,74 |
| Intercambiador 8 | 0,85 | 2 | 1,70 | 2,55 | 1,28 | 3,83 |
| Intercambiador 9 | 2,01 | 2 | 4,02 | 6,03 | 3,01 | 9,04 |
| Intercambiador 10 | 0,81 | 2 | 1,63 | 2,44 | 1,22 | 3,66 |
| Intercambiador 11 | 2,54 | 2 | 5,08 | 7,62 | 3,81 | 11,43 |
| Intercambiador 12 | 2,41 | 2 | 4,83 | 7,24 | 3,62 | 10,86 |
| Intercambiador 13 | 1,73 | 2 | 3,46 | 5,18 | 2,59 | 7,78 |
| Intercambiador 14 | 0,10 | 2 | 0,20 | 0,30 | 0,15 | 0,46 |
| Separador centrífugo - Pretratamiento | 1,70 | 4 | 6,79 | 8,49 | 4,24 | 12,73 |
| Reactor pretratamiento | 3,76 | 4 | 15,02 | 18,78 | 9,39 | 28,17 |
| Reactor neutralización con H ₃ PO ₄ | 0,72 | 2 | 1,44 | 2,16 | 1,08 | 3,24 |
| Separador centrífugo – post reactor de neutralización | 0,53 | 2 | 1,05 | 1,58 | 0,79 | 2,36 |
| Tanque almacenamiento metanol | 99,70 | 2 | 199,40 | 299,10 | 149,55 | 448,65 |
| Tanque almacenamiento AVU | 131,10 | 2 | 262,20 | 393,30 | 196,65 | 589,95 |
| Tanque almacenamiento aceite de soja | 402,00 | 2 | 804,00 | 1206,00 | 603,00 | 1809,00 |

| Equipo | Ss [m ²] | Factor | Sg [m ²] | Sg + Ss | Se [m ²] | S _T [m ²] |
|------------------------------------|----------------------|--------|----------------------|---------|----------------------|----------------------------------|
| Tanque almacenamiento biodiesel | 401,90 | 2 | 803,80 | 1205,70 | 602,85 | 1808,55 |
| Tanque almacenamiento glicerol | 69,10 | 2 | 138,20 | 207,30 | 103,65 | 310,95 |
| Bomba P (post destilador 1) | 0,72 | 2 | 1,44 | 2,16 | 1,08 | 3,24 |
| Bomba P2 (post destilador 4) | 0,72 | 2 | 1,44 | 2,16 | 1,08 | 3,24 |
| Bomba – Torre de enfriamiento | 0,72 | 2 | 1,44 | 2,16 | 1,08 | 3,24 |
| Bomba dest. 1 | 0,72 | 2 | 1,44 | 2,16 | 1,08 | 3,24 |
| Bomba dest. 2 | 0,72 | 2 | 1,44 | 2,16 | 1,08 | 3,24 |
| Bomba dest. 3 | 0,72 | 2 | 1,44 | 2,16 | 1,08 | 3,24 |
| Bomba dest. 4 | 0,72 | 2 | 1,44 | 2,16 | 1,08 | 3,24 |
| Bomba – Caldera del fluido térmico | 0,30 | 2 | 0,60 | 0,90 | 0,45 | 1,35 |
| Bomba – Caldera de vapor | 0,30 | 2 | 0,60 | 0,90 | 0,45 | 1,35 |

Según los datos de la *Tabla 6.2*, la suma de las superficies totales de los equipos es de 5.834 m². Sin embargo, este cálculo no incluye las instalaciones eléctricas ni áreas destinadas a oficinas, laboratorios, comedor, vestuarios, estacionamiento, zona de carga y descarga, almacenamiento, depósitos, área de mantenimiento, entre otras. Por lo tanto, se estima que estas áreas adicionales representan aproximadamente un 20% más de superficie respecto a la superficie total de los equipos. En consecuencia, se considera apropiado emplear una superficie total de aproximadamente 7.001 m².

Costo de un lote en el parque industrial:

En base a lo establecido en el capítulo 1, la planta se encuentra ubicada en el Parque Industrial de Avellaneda. En este lugar, los precios de los lotes de dimensiones aproximadas a las mencionadas recientemente tienen un valor de 100 USD por metro cuadrado. Para estimar el costo del lote, se multiplica este valor por una superficie de 7.001 m². Entonces, la inversión a realizar en el terreno resulta de 700.076 USD.

6.3.2. Equipamiento

Los equipos necesarios en el proceso productivo varían considerablemente en dimensiones, materiales y condiciones operativas, como temperatura y presión de trabajo. Estos factores influyen en la diversidad de costos asociados. Para realizar una estimación inicial de la inversión, se utilizan correlaciones y estimadores de costos en línea. Es importante destacar que estos estimadores proporcionan precios de equipos que no necesariamente son actualizados cada año. Por lo tanto, para obtener el valor actual

de cada equipo, se aplicó la *Ecuación 6.1*, donde el índice a tiempo presente resultó ser 800,8. [6.2; 6.3; 6.4; 6.5]

$$\text{Valor a tiempo presente} = \text{Valor a tiempo base} \cdot \frac{\text{Índice a tiempo presente}}{\text{Índice a tiempo base}} \quad \text{Ecuación 6.1.}$$

La *Tabla 6.3* presenta los precios actualizados para cada equipo.

Tabla 6.3. Costos totales de cada equipo.

| Equipo | Precio [USD] | Año | Índice año base | Precio actual [USD] |
|------------------------------|--------------|------|-----------------|---------------------|
| Reactor 1 | 326.100 | 2014 | 576,1 | 453.291 |
| Reactor 2 | 291.300 | 2014 | 576,1 | 404.918 |
| Decantador | 27.414 | 2016 | 541,7 | 40.526 |
| Extractor LL | 26.210 | 2001 | 394,3 | 53.231 |
| Destilador 1 | 54.423 | 2001 | 394,3 | 110.530 |
| Destilador 2 | 11.667 | 2001 | 394,3 | 23.694 |
| Destilador 3 | 43.141 | 2001 | 394,3 | 87.617 |
| Destilador 4 | 18.973 | 2001 | 394,3 | 38.533 |
| Caldera de vapor de agua | 2.877.318 | 2014 | 576,1 | 3.999.577 |
| Caldera de fluido calefactor | 2.185.284 | 2020 | 596,2 | 2.935.215 |
| Torre de enfriamiento | 120.972 | 2007 | 525,4 | 184.382 |
| Intercambiador 1 | 24.100 | 2014 | 576,1 | 33.500 |
| Intercambiador 2 | 1.700 | 2014 | 576,1 | 2.363 |
| Intercambiador 3 | 15.900 | 2014 | 576,1 | 22.102 |
| Intercambiador 4 | 2.300 | 2014 | 576,1 | 3.197 |
| Intercambiador 5 | 16.800 | 2014 | 576,1 | 23.353 |
| Intercambiador 6 | 42.300 | 2014 | 576,1 | 58.799 |
| Intercambiador 7 | 9.800 | 2014 | 576,1 | 13.622 |
| Intercambiador 8 | 22.300 | 2014 | 576,1 | 30.998 |
| Intercambiador 9 | 102.300 | 2014 | 576,1 | 142.201 |
| Intercambiador 10 | 32.200 | 2014 | 576,1 | 44.759 |
| Intercambiador 11 | 156.800 | 2014 | 576,1 | 217.958 |
| Intercambiador 12 | 162.900 | 2014 | 576,1 | 226.437 |
| Intercambiador 13 | 117.500 | 2014 | 576,1 | 163.329 |
| Intercambiador 14 | 2.700 | 2014 | 576,1 | 3.753 |

| Equipo | Precio [USD] | Año | Índice año base | Precio actual [USD] |
|---|--------------|------|-----------------|---------------------|
| Separador centrífugo - Pretratamiento | 79.700 | 2014 | 576,1 | 110.786 |
| Reactor pretratamiento | 162.400 | 2014 | 576,1 | 225.742 |
| Reactor neutralización con H ₃ PO ₄ | 51.100 | 2014 | 576,1 | 71.031 |
| Separador centrífugo - post reactor de neutralización | 46.500 | 2014 | 576,1 | 64.637 |
| Tanque almacenamiento metanol | 421.300 | 2014 | 576,1 | 585.622 |
| Tanque almacenamiento AVU | 519.300 | 2014 | 576,1 | 721.846 |
| Tanque almacenamiento aceite de soja | 1.633.300 | 2014 | 576,1 | 2.270.347 |
| Tanque almacenamiento biodiesel | 1.633.000 | 2014 | 576,1 | 2.269.930 |
| Tanque almacenamiento glicerol | 293.500 | 2014 | 576,1 | 407.976 |
| Eyector 1 | 13.395 | 2007 | 525,4 | 20.416 |
| Eyector 2 | 4.757 | 2007 | 525,4 | 7.250 |
| Bomba P (post destilador 1) | 12.983 | 2020 | 596,2 | 17.438 |
| Bomba P2 (post destilador 4) | 7.861 | 2020 | 596,2 | 10.559 |
| Bomba – Torre de enfriamiento | 22.664 | 2020 | 596,2 | 30.442 |
| Bomba dest. 1 | 13.513 | 2020 | 596,2 | 18.150 |
| Bomba dest. 2 | 11.780 | 2020 | 596,2 | 15.823 |
| Bomba dest. 3 | 11.479 | 2020 | 596,2 | 15.418 |
| Bomba dest. 4 | 8.000 | 2020 | 596,2 | 10.745 |
| Bomba - Caldera fluido térmico | 13.808 | 2001 | 394,3 | 28.044 |
| Bomba - Caldera de vapor | 10.047 | 2001 | 394,3 | 20.404 |
| Agitador - R1 | 3.660 | 2001 | 394,3 | 7.432 |
| Agitador - R2 | 3.108 | 2001 | 394,3 | 6.313 |

Es importante mencionar que, para estimar los costos de los tanques de almacenamiento, se utiliza como parámetro el volumen necesario. Este volumen se calcula a partir del caudal volumétrico instantáneo obtenido del simulador Unisim Design para un período estimado de dos semanas para almacenar los reactivos y productos.

Además, los intercambiadores 15 y 16 no se tuvieron en cuenta para el cálculo de la inversión porque el costo de los reactores ya considera el valor del serpentín.

Por otro lado, a partir de los costos expresados en la *Tabla 6.3*, se determinó que el costo total de los equipos es de 16.254.234 dólares. Sin embargo, se debe añadir un porcentaje adicional para la instalación de estos. Según lo visto en la asignatura de Ingeniería

Económica, este porcentaje puede variar entre un 20% y un 55%. Por ende, se optó por utilizar un promedio de este rango. La inversión total en equipos asciende a 22.349.572 dólares.^[6.6]

6.3.3. Estimación de la inversión fija total

La inversión fija total 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. Esta inversión refleja la suma del valor de todos los activos de la planta y se la calcula como la suma del valor del terreno más la inversión fija.

La inversión fija se estima utilizando el método de los factores, mediante la aplicación de la *Ecuación 6.2*.

$$I_F = I_E \cdot (1 + fd) \cdot (1 + fi)$$

Ecuación 6.2.

Donde:

- I_F es la inversión fija.
- I_E es la inversión total de los equipos, ésta se calculó en el apartado anterior.
- fd es el factor de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa, como cañerías, instrumentación, construcciones.
- fi es el factor de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta como ingeniería y construcción, contingencias y factores de tamaño.

Estos factores se estiman a partir de la *Tabla 6.4*.

Tabla 6.4. Método de estimación por factores.

| Factor para la inversión directa | |
|-----------------------------------|-------------|
| Tubería de proceso | |
| Proceso de sólidos | 0,07 – 0,10 |
| Proceso mixto | 0,10 – 0,30 |
| Proceso de fluidos | 0,30 – 0,60 |
| Instrumentación | |
| Control poco automatizado | 0,02 – 0,05 |
| Control parcialmente automatizado | 0,05 – 0,10 |
| Control complejo, centralizado | 0,10 – 0,15 |
| Edificios de fabricación | |
| Construcción abierta | 0,02 – 0,20 |

| | |
|---|-------------|
| Construcción semiabierta | 0,20 – 0,60 |
| Construcción cerrada | 0,60 – 1,00 |
| Plantas de servicios | |
| Escasa adición a las existentes | 0,00 – 0,05 |
| Adición considerable a las existentes | 0,05 – 0,25 |
| Plantas de servicio totalmente nuevas | 0,25 – 1,00 |
| Conexiones entre unidades | |
| Entre las unidades de servicios | 0,00 – 0,05 |
| Entre unidades de proceso separados | 0,05 – 0,15 |
| Entre unidades de proceso disperso | 0,15 – 0,25 |
| Factor para la inversión indirecta | |
| Ingeniería y construcción | |
| Ingeniería inmediata | 0,20 – 0,35 |
| Ingeniería compleja | 0,35 – 0,50 |
| Factores de tamaño | |
| Unidad comercial grande | 0,00 – 0,05 |
| Unidad comercial pequeña | 0,05 – 0,15 |
| Unidad experimental | 0,15 – 0,35 |
| Contingencias | |
| De la compañía | 0,10 – 0,20 |
| Variaciones imprevistas | 0,20 – 0,30 |
| Procesos exploratorios | 0,30 – 0,50 |

En la *Tabla 6.5* se definen los factores directos e indirectos para el presente proyecto, estimados como el promedio del rango dado en la *Tabla 6.4* correspondiente según el caso.

Tabla 6.5. Estimación de los factores.

| Factor para la inversión directa | | |
|---|-------|---|
| Tubería de proceso | | |
| Proceso de fluidos | 0,450 | Se opera con líquidos y vapores, por lo que se considera un proceso de fluidos. |
| Instrumentación | | |

| | | |
|--|-------|---|
| Control complejo, centralizado | 0,125 | El proceso cuenta con etapas donde el control de temperatura, presión y caudal son cruciales. Por esto se propone un control complejo. |
| Edificios de fabricación | | |
| Construcción semiabierta | 0,400 | Dado que algunos equipos se podrían ubicar al aire libre, se considera una construcción semiabierta. |
| Plantas de servicios | | |
| Escasa adición a las existentes | 0,025 | No se añadirán muchos servicios adicionales, ya que los servicios básicos requeridos serán obtenidos de las redes de distribución del parque industrial donde se ubicará la planta. |
| Conexiones entre unidades | | |
| Entre unidades de proceso separadas | 0,100 | Resulta necesario conectar las diferentes subplantas que integran el proceso, puesto que las diferentes unidades se encuentran separadas. |
| Suma de los factores de inversión directa | | 1,1 |
| Factor para la inversión indirecta | | |
| Ingeniería y construcción | | |
| Ingeniería compleja | 0,425 | Dado que los requerimientos en cada etapa del proceso son muy diversos y la planta se debe montar desde cero, se consideró que la ingeniería es compleja. |
| Factores de tamaño | | |
| Unidad comercial grande | 0,025 | Se consideró una unidad grande ya que se cuenta con equipos de gran tamaño. |
| Contingencias | | |
| Variaciones imprevistas | 0,250 | En esta sección se consideran acontecimientos imprevistos que puedan generar un gasto adicional. |
| Suma de los factores de inversión indirecta | | 0,7 |

Por lo tanto, según la *Ecuación 6.2*, la inversión fija se calculó en 79.787.969 dólares. Sin embargo, este cálculo no considera la inversión inicial adicional necesaria para los caudales requeridos de fluido térmico y agua, que formarán parte de un ciclo cerrado y no requerirán reinversión en años subsiguientes. Al sumar esta inversión adicional a la inversión fija, el costo total asciende a 79.803.583 dólares.

Finalmente, la inversión fija total es de 80.503.659 dólares.

6.3.4. Capital de trabajo e inversión total

El capital de trabajo abarca el dinero necesario para operar la planta durante sus primeros meses, cubriendo la compra de materia prima, gastos de servicios, mano de obra, entre otros, hasta que comience a generarse ingresos por las ventas de los productos terminados. Este mismo puede estimarse como el 10% de la inversión fija total, lo que equivale a 8.050.366 dólares.

Finalmente, la inversión total puede calcularse como la suma del capital de trabajo y la inversión fija total, resultando en un total de 88.554.025 dólares.

6.4. Estimación del costo de operación

Los costos de producción son aquellos destinados a mantener la planta trabajando al nivel de producción estipulado y se dividen en dos categorías: los costos fijos, que son independientes de la producción, y los costos variables, que son proporcionales a la producción. A continuación, se analizó cada uno de ellos.

6.4.1. Costos fijos

Depreciación

La depreciación se refiere a una disminución en el valor de un bien a lo largo del tiempo, ya que la mayoría tienden a perder valor conforme su uso se incrementa. Esta pérdida de valor se refleja como un gasto operativo, lo que permite a las empresas reconocer la disminución en el valor de sus activos.

El costo de depreciación de un activo depende de varios factores clave, como la vida útil (n), el capital invertido (I_F), el valor residual (L) y el método seleccionado para su cálculo. En Argentina, se utiliza el método de la línea recta para calcular la depreciación, ya que es el aceptado por el gobierno para fines impositivos. Este método distribuye uniformemente el costo de depreciación a lo largo de la vida útil del activo y se calcula a partir de la *Ecuación 6.3*.

$$C_{depreciación} = \frac{1}{n} \cdot (I_F - L)$$

Ecuación 6.3.

El valor residual se calculó como el 10% de la inversión fija, y la vida útil del activo se estableció en 20 años. De este modo, el costo anual de depreciación asciende a 3.591.161 USD por año.

Impuestos

Estos costos corresponden a impuestos fijos sobre la propiedad, estimados en un 1,5% de la inversión fija. El costo anual de impuestos asciende a 1.197.054 USD por año.

Seguros

Los costos asociados varían según el tipo de proceso y comprenden seguros contra incendios, robos, como seguros para el personal y las mercaderías, cubriendo pérdidas parciales o totales. Generalmente, el monto anual de este rubro se estima en un rango que va del 0,5% al 1% de la inversión fija. Para su estimación se tomó el valor promedio de 0,75%. Finalmente, el costo de seguros alcanza los 598.527 USD/año.

Financiación

Se considera que la inversión se realiza con capital propio, por lo que no se tendrán en cuenta los costos de intereses por el uso de capital prestado.

Ventas y distribución

Este costo de producción comprende diversos gastos, como salarios y gastos generales de las oficinas de ventas, así como remuneraciones y comisiones. También abarca costos de embarque y transporte y gastos adicionales asociados con las actividades de venta, entre otros aspectos relevantes.

Normalmente, este costo se estima entre el 1% y el 5% de los ingresos anuales por ventas. En este caso específico, se ha considerado un 2,5% de los ingresos anuales, con la planta operando al 100% de capacidad, calculados en el apartado 6.5.1. Finalmente, el valor del costo de ventas y distribución es de 3.952.671 USD por año.

Administración y dirección:

Se tienen en cuenta los gastos administrativos de la empresa, incluyendo salarios del personal administrativo, gastos generales diarios como insumos y servicios (telefonía, internet, energía eléctrica, limpieza de oficinas, seguridad, medicina laboral y transporte entre sedes). También comprende los costos de dirección como salarios de alta gerencia (presidente y gerentes) y honorarios por servicios legales, contables y de auditoría.

Este costo se calcula como un porcentaje del costo de mano de obra directa (los cálculos de este costo se detallan en el apartado 6.4.2), variando entre el 20% y el 40%. En este caso, se ha tomado el 30%, lo que representa un costo anual de 265.810 USD anual.

Investigación y desarrollo:

El costo contempla las actividades de investigación y desarrollo para innovar productos y procesos. Los gastos de Investigación y Desarrollo incluyen salarios del personal involucrado, costos de maquinaria, equipos, materiales y suministros.

Este componente del costo se estima como un porcentaje de los ingresos por ventas anuales operando al 100% de la capacidad de la planta, típicamente entre el 0,5% y el 5%. Para la producción de biodiesel, se ha considerado el valor más bajo de este rango debido

a la extensa información que se encuentra del proceso, resultando en un costo anual estimado de 658.778 USD.

Finalmente, el costo fijo total asciende a 10.264.001 USD por año. En la *Figura 6.1* se puede observar la distribución de estos costos fijos, destacando que la mayor proporción recae en la venta y distribución.

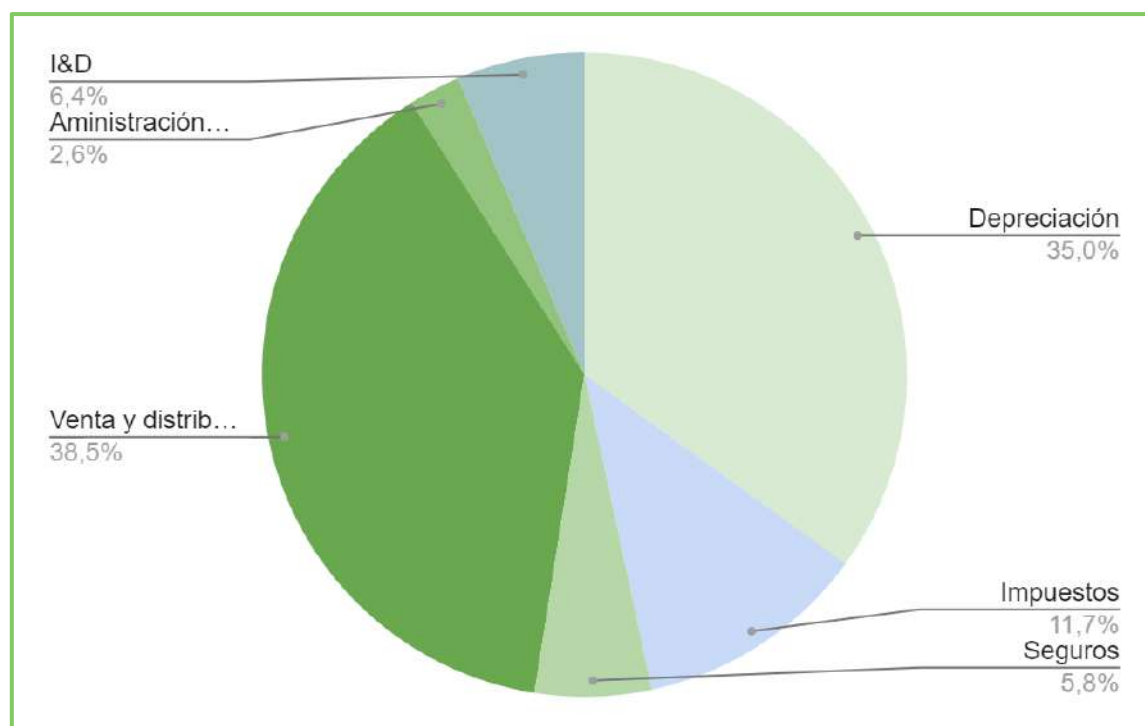


Figura 6.1. Distribución de los costos fijos.

6.4.2. Costos variables

Materias primas

Este costo está compuesto por los gastos en las materias primas que intervienen directa o indirectamente en los procesos de transformación.

Para su cálculo, es necesario conocer las cantidades de materias primas requeridas, las cuales se han determinado mediante los balances de masa realizados a lo largo de este trabajo, y también considerar el precio de estas materias primas. Es importante destacar que los flujos empleados para el cálculo de este costo son los nominales, en lugar de los flujos instantáneos que se utilizaron para el dimensionamiento de los equipos.

En el caso del hidróxido de sodio, es necesario determinar la cantidad requerida tanto para catalizar la reacción como para la neutralización durante el pretratamiento. Para la reacción, se consideró que al reactor ingresa una cantidad equivalente al 1% p/p de hidróxido de sodio, lo que resulta en un valor de 162,24 kg/h, considerando los flujos másicos de los reactivos.

Por otro lado, para el pretratamiento del aceite de girasol es necesario utilizar hidróxido de sodio para neutralizar los ácidos grasos libres (AGL) presentes. El porcentaje de AGL en el aceite de girasol es del 4,00%. Por lo tanto, para neutralizar esta cantidad, se requieren 0,36 kmol/h o 14,40 kg/h de NaOH. Considerando un exceso del 10%, la cantidad de hidróxido de sodio necesaria en esta etapa es de 15,84 kg/h. Además, se considera una pureza del NaOH del 98%. Finalmente, la cantidad total requerida de NaOH es de 181,71 kg/h.

El hidróxido de sodio utilizado para catalizar la reacción es neutralizado durante la etapa de purificación con ácido fosfórico. Como se calculó anteriormente, se utilizan 162,24 kg/h de hidróxido de sodio para la reacción y además se tiene en cuenta el exceso que se introdujo en el pretratamiento (1,44 kg/h), lo que equivale a 0,036 kmol/h, según su peso molecular. El ácido fosfórico, al tener tres protones, puede neutralizar 3 moles de hidróxido de sodio debido a que este último es una base fuerte. Por lo tanto, la cantidad necesaria de ácido fosfórico para neutralizar completamente el hidróxido de sodio es de 133,67 kg/h.

Sin embargo, dado que el precio del ácido encontrado corresponde a una pureza del 85%, se requieren 157,26 kg/h para la neutralización efectiva.

Por último, es importante destacar que en el caso de los aceites se consideraron las impurezas reportadas. Para el aceite de soja, estas impurezas son del 0,36%, atribuibles a los ácidos grasos libres (AGL), y del 0,15%, debidas al agua. En cuanto al aceite vegetal usado (AVU), las impurezas son del 4,00% y del 1,173% debidas a los AGL y al agua respectivamente. Además, se ha tomado una proporción del 85% de aceite de soja y un 15% de aceite vegetal usado (AVU).

Finalmente, en la *Tabla 6.6* se especifican los flujos de cada materia prima junto con su precio por tonelada y el costo anual correspondiente.

Tabla 6.6. Cantidad y costo de las materias primas.

| Materia prima | USD/ton | Flujo másico [tn/año] | Costo [USD/año] |
|--------------------|---------|-----------------------|--------------------|
| Aceite de soja | 890 | 119.916 | 106.725.267 |
| Aceite de girasol | 250 | 22.202 | 5.550.563 |
| Metanol | 326 | 12.704 | 4.141.653 |
| Hidróxido de sodio | 488 | 1.592 | 776.787 |
| Ácido fosfórico | 888 | 1.378 | 1.223.282 |
| Total | | | 118.417.551 |

Envases

El biodiesel es retirado de la planta utilizando camiones cisterna, lo que elimina la necesidad de incurrir en costos de empaque. Los costos relacionados con los camiones fueron considerados dentro del costo de venta y distribución. En cuanto al subproducto de glicerol, se prevé su venta en tambores de 200 litros, destinados a la comercialización al por mayor.

Conociendo el flujo de glicerol producido, que asciende a 1325 kg/h, y considerando su densidad de 1260 kg/m³, se determina que el caudal de producción es de 1,052 m³/h. Esto implica la necesidad de aproximadamente 5 barriles por hora para su almacenamiento y transporte. Anualmente, este requerimiento se traduce en un total de 46.068 barriles.

Finalmente, con un precio de 18 USD por barril de su compra la mayorista, el costo anual de los envases asciende a 829.224 USD.^[6.7]

Mano de obra

Incluye los sueldos de los obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la fabricación del producto, para su cálculo es necesario conocer la cantidad de horas-hombre y el precio por cada hora.

Henry Wessel desarrolló un método que establece relaciones entre las etapas en el proceso y la producción, con el objetivo de determinar las horas hombre requeridas. El autor propone ingresar al gráfico de la *Figura 6.2* utilizando la capacidad de la planta, que en este caso es de 329 toneladas por día. Se decidió considerar la línea correspondiente a "equipos grandes, automatizados, o plantas que solo procesan fluidos", ya que es la que mejor se ajusta al diseño de esta planta. De esta manera, se obtuvo un valor de 42 horas hombre por día por etapa.

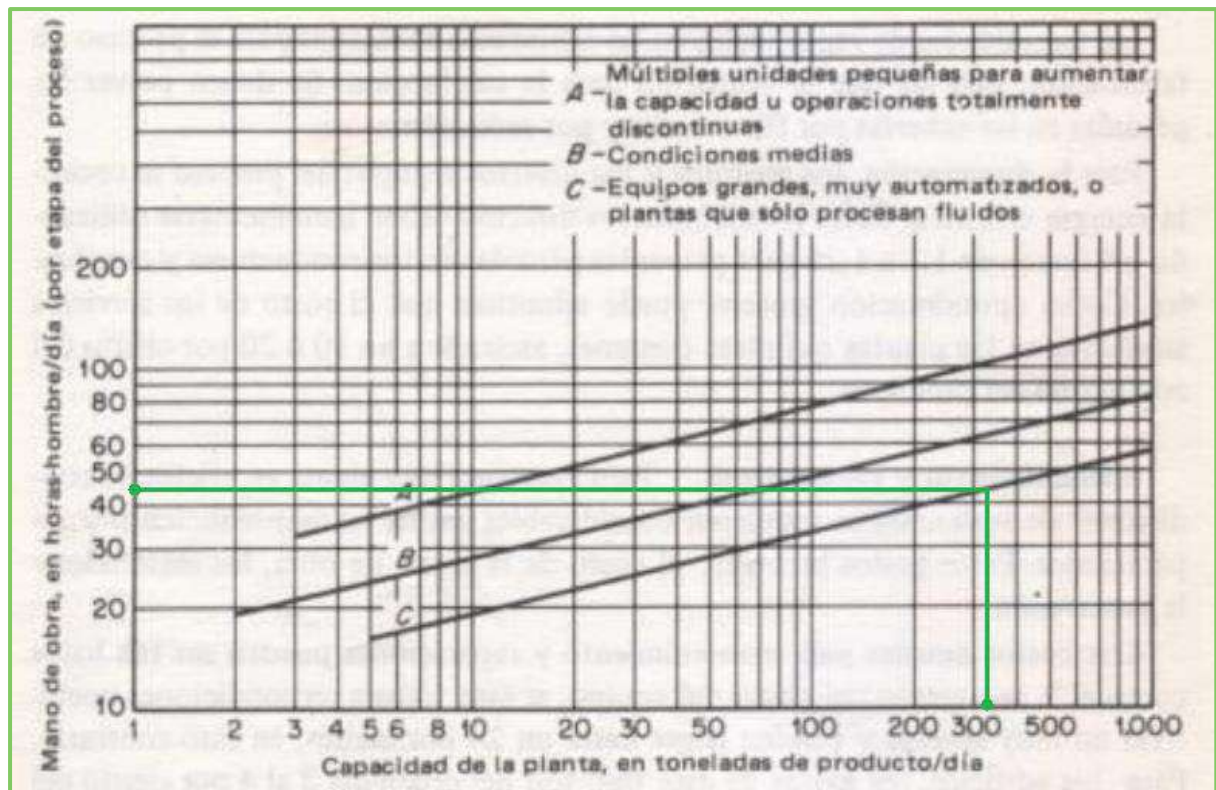


Figura 6.2. Requerimientos de mano de obra por el método de Wessel.

En la planta de producción de biodiesel se distinguen 13 etapas, que son las siguientes:

1. Etapa de pretratamiento (filtración de aceite de girasol, reacción de neutralización de los aceites y separador centrífugo).
2. Primera transesterificación (reactor 1).
3. Purificación intermedia por decantación.
4. Segunda transesterificación (reactor 2).
5. Extracción líquida - líquida.
6. Etapa de neutralización (reactor de neutralización del catalizador y separador centrífugo).
7. Purificación de biodiesel (destilador 1).
8. Separación de glicerol (destilador 2).
9. Destilación de metanol que se recircula (destilador 3).
10. Purificación de glicerol (destilador 4).
11. Producción de vapor (caldera vapor).
12. Calentamiento del fluido calefactor para su uso (caldera fluido térmico).
13. Enfriamiento de agua (torre de enfriamiento).

Como resultado de multiplicar por la cantidad de etapas del proceso, se obtiene un total de 546 horas hombre por día. Considerando que la jornada laboral es de 8 horas, se requieren 69 operarios diarios. No obstante, es necesario tener en cuenta los días de descanso de los empleados. La empresa ha optado por un esquema de trabajo en el que los empleados poseen un día y medio de descanso semanal. Por lo tanto, se consideró un

turno adicional, además de los tres turnos habituales, para cubrir los días de franco de los empleados. Como resultado, se requieren 94 operarios.

Por otro lado, el costo total de la hora hombre, impuesto por la Federación de Sindicatos de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas de la República Argentina, es de 3,2 USD/hora. Además, se considera un 30% adicional debido a las cargas sociales. El sueldo mensual total de todos los operarios asciende a 68.156 USD. Anualmente, el costo en sueldos, asumiendo 12 meses de salario más un sueldo adicional por aguinaldo, resulta en un valor de 886.033 USD por año.^[6.8; 6.9]

Supervisión

Este tipo de costos comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. Los mismos se estiman entre un 10% y un 25% del costo de mano de obra, en este caso se consideró un 17,5%. Por ende, el costo anual de supervisión es igual a 155.056 dólares por año.

Servicios

Este componente del costo incluye los servicios necesarios para la producción del bien. Entre estos servicios se encuentran la energía eléctrica, el gas natural y el agua.

Para el caso de la energía eléctrica, el costo comunicado según el Boletín Oficial del Gobierno Argentino es de 110 USD por MWh. Se consideró el consumo eléctrico específico de la planta, calculado a lo largo de este trabajo. En la *Tabla 6.7* se detallan los consumos eléctricos junto con el costo total debido a la energía eléctrica.^[6.10]

Tabla 6.7. Consumo eléctrico de la planta y costo total.

| Equipo | Consumo [kW] | Costo [USD/año] |
|--------------|----------------|------------------|
| Forzadores | 61,5 | 59.261 |
| Centrifugas | 40,5 | 39.026 |
| Agitadores | 1.428,5 | 1.376.512 |
| Bombas | 96,6 | 93.084 |
| TOTAL | 1.627,1 | 1.567.883 |

Por otro lado, el costo del metro cúbico de agua es de 0,33 USD, según lo informado por Aguas Santafesinas. De manera análoga al cálculo realizado para la energía eléctrica, en la *Tabla 6.8* se detallan los consumos de agua de la planta y su costo total correspondiente.^[6.11]

Tabla 6.8. Consumo de agua de la planta y coste total.

| Equipo | Consumo [m ³ /año] | Costo [USD/año] |
|---------------|-------------------------------|-----------------|
| Extractor L-L | 50.405 | 16.633,7 |

| Equipo | Consumo [m ³ /año] | Costo [USD/año] |
|--|-------------------------------|-----------------|
| Pérdidas y purga en la torre de enfriamiento | 320.784 | 105.858,7 |
| Purga en la caldera | 8.506 | 2.807,0 |
| TOTAL | 379.695 | 125.299 |

Finalmente, el costo del gas natural reportado por ENERGAS es de 0,011 USD por metro cúbico. En la *Tabla 6.9* se especifican los consumos de gas natural y el costo total del servicio correspondiente.^[6.12]

Tabla 6.9. Consumo de gas natural de la planta y coste total.

| Equipo | Consumo [m ³ /año] | Costo [USD/año] |
|------------------------|-------------------------------|-----------------|
| Caldera fluido térmico | 3.444.520 | 37.890 |
| Caldera vapor | 5.466.590 | 60.132 |
| TOTAL | 8.911.110 | 98.022 |

Finalmente, el costo total de los servicios asciende a 1.791.205 USD por año.

Mantenimiento

Incluye los costos de materiales, mano de obra y supervisión, empleados en todas las tareas relativas a la reparación, revisión y mantenimiento de equipos y edificios. Se estima que el costo de mantenimiento representa entre un 2% y un 3% de la inversión total de equipos. Se ha optado por utilizar un promedio del 2,5%.

Por lo tanto, los costos ascienden a 558.739 dólares por año.

Suministros

Incluye los materiales usados por la planta industrial, excluyendo los costos que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. Se estima entre un 0,5% y un 1% de la inversión fija. Para este caso, se optó por utilizar un promedio del rango, que resulta en un 0,75%. Esto significa que el costo por suministros es de 598.527 dólares por año.

Laboratorio

Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos. Se estiman entre un 2% y un 20% del costo de mano de obra directa al nivel de producción estipulado para cada año. Por lo tanto, se estima que el costo para el laboratorio es del 11%, lo que equivale a 97.464 USD por año.

Por último, en la *Figura 6.3* se puede observar la distribución de los costos variables, que ascienden a un total de 123.333.799 dólares por año. En el gráfico se destaca que la mayor proporción corresponde a la materia prima, con un 96,0%.

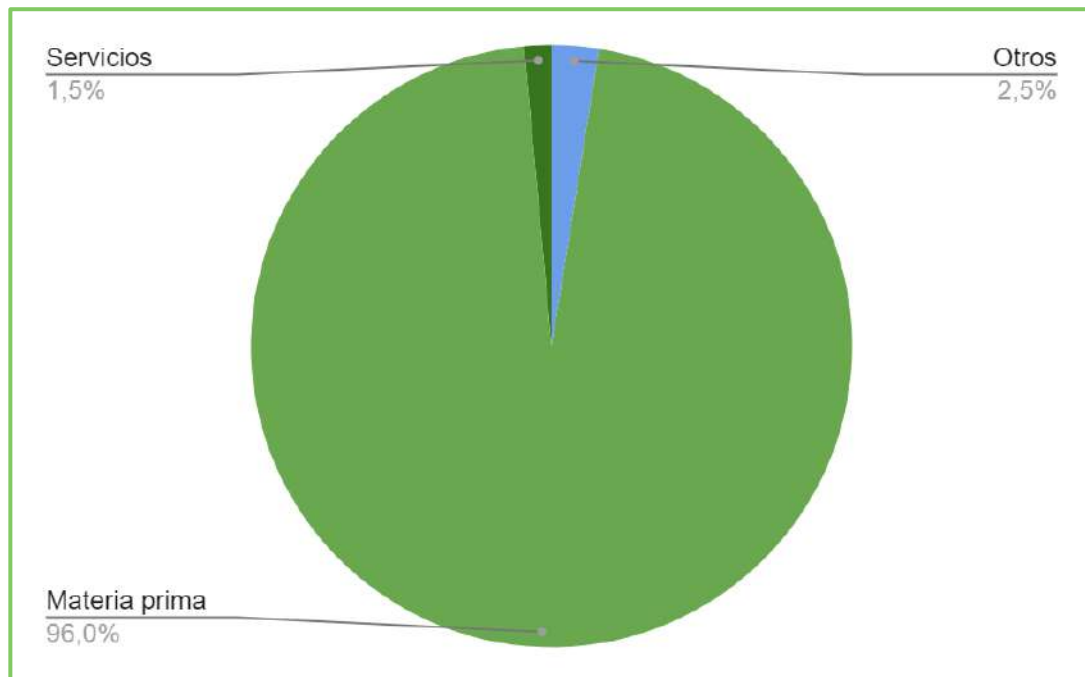


Figura 6.3. Distribución de los costos variables.

6.4.3. Costos de operación total

Finalmente, los costos de operación totales tienen en cuenta los costos fijos y los variables. El costo total fijo es de 10.264.001 USD/año, mientras que el costo total variable es de 123.333.799 USD/año.

En la *Figura 6.4* se presenta un resumen de los costos totales, destacando que la mayor proporción corresponde a los costos variables, alcanzando el 92,3%. ^[6.13]

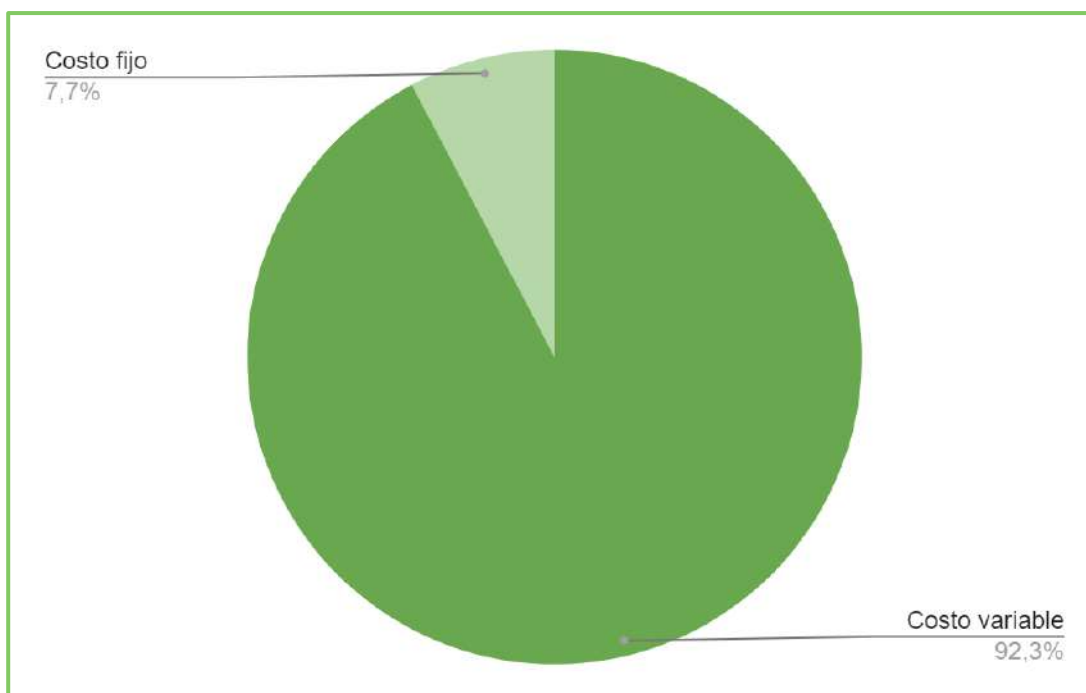


Figura 6.4. Distribución de los costos totales.

6.5. Rentabilidad

Luego de analizar los costos de inversión y de operación, es importante realizar un análisis de rentabilidad del proyecto. Esto equivale a analizar si los ingresos generados superan a los costos y, en caso de suceder esto, en cuánto tiempo la ganancia logra amortizar la inversión realizada.

Se ha considerado que la empresa operará al 70% de su capacidad de diseño durante el primer año, alcanzando su capacidad máxima en el cuarto año de producción.

6.5.1. Ingreso por ventas

Para comenzar, fue imprescindible analizar los precios de venta de cada uno de los productos. Este análisis permitió cuantificar los ingresos derivados de las ventas. En la *Tabla 6.10*, se presentan estos valores junto con el caudal de producción correspondiente.

Tabla 6.10. Precios de los productos y volumen de producción.

| Producto | Precio de venta | Caudal máximo |
|-----------------------------|------------------|---------------|
| Biodiesel (mercado interno) | 1.029,73 USD /tn | 59.991 tn/año |
| Biodiesel (mercado externo) | 1.070,50 USD /tn | 59.991 tn/año |
| Glicerol | 707,00 USD/tn | 11.609 tn/año |

Teniendo en cuenta el valor de cada producto y el volumen anual de producción, es posible calcular los ingresos por ventas, los cuales ascienden a 134.201.503 USD por año cuando la empresa opera al 100% de su capacidad.

6.5.2. Cuadro de fuentes y usos de fondos

En el Anexo 2 se muestra el flujo de caja anual del proyecto, variando según el porcentaje de operación de la planta en cada año. Tal como se indicó anteriormente, se prevé que la vida útil del proyecto será de 20 años.

Es importante aclarar que se optó por una tasa impositiva del 35%, según el informe de la AFIP, el cual establece este valor de acuerdo a las ganancias netas de la planta.^[6.14]

6.5.3. Tasa de retorno sobre la inversión original

Para calcular la tasa de retorno sobre la inversión inicial, primero se debe determinar el valor del Beneficio Neto Promedio, utilizando los valores expresados en el cuadro de fuentes y usos de fondos. Luego, este valor se divide por la inversión total inicial, resultando en una tasa de retorno sobre la inversión original de 1,11%.

6.5.4. Tasa interna de retorno

La tasa interna de retorno (TIR) se calcula en función de la porción de la inversión no recuperada al final de cada año a lo largo de la vida útil del proyecto. Este indicador determina la tasa de interés que debe aplicarse anualmente al flujo de caja para que el valor neto de la inversión inicial sea igual a cero. En este proyecto, la tasa interna de retorno es del 1,68%.

6.5.5. Tiempo de repago

El tiempo de repago indica el período mínimo teórico necesario para recuperar la inversión fija depreciable a través de los flujos de caja generados por el proyecto. Dado que en este caso los flujos de caja varían anualmente, se determinó el tiempo de repago de forma gráfica. En la *Figura 6.5* se presenta el gráfico correspondiente, del cual se concluye que el tiempo de repago es de 16 años.



Figura 6.5. Determinación del tiempo de repago.

6.5.6. Análisis de rentabilidad

Para evaluar la rentabilidad del proyecto, se considera el valor de la TIR. Para que el proyecto sea considerado viable, la TIR debe superar la TRMA (Tasa de Rentabilidad Mínima Aceptable), fijada en un 15%. En el caso del presente estudio, el indicador muestra un valor de 1,68%, por lo que, en las condiciones actuales, el proyecto no se considera aceptable.

No obstante, resulta fundamental analizar las causas que podrían llevar a que el proyecto no sea rentable. El factor más relevante radica en los precios tanto de la materia prima como del producto final.

En la *Figura 6.6* se observa la variabilidad de los precios del aceite de soja y del biodiesel para el mercado interno. Aunque entre septiembre y noviembre de 2023 hubo un incremento inicial, en diciembre del mismo año se produjo una abrupta caída en el precio del biodiesel, posiblemente relacionada con el cambio de gobierno y la variación en la convertibilidad del dólar oficial. Aunque se registró un incremento en el mes siguiente, la tendencia muestra que el precio del biodiesel sigue disminuyendo con el paso del tiempo. En contraste, el precio de la principal materia prima, el aceite de soja, se ha mantenido relativamente estable, salvo por algunos aumentos en los últimos meses. ^[6.15; 6.16]

El análisis de ambos precios sugiere que la rentabilidad del proyecto podría verse comprometida debido a la disminución en el precio del producto y el ligero aumento en el costo de la materia prima, lo que ha reducido la diferencia entre ambos a aproximadamente un 14%.

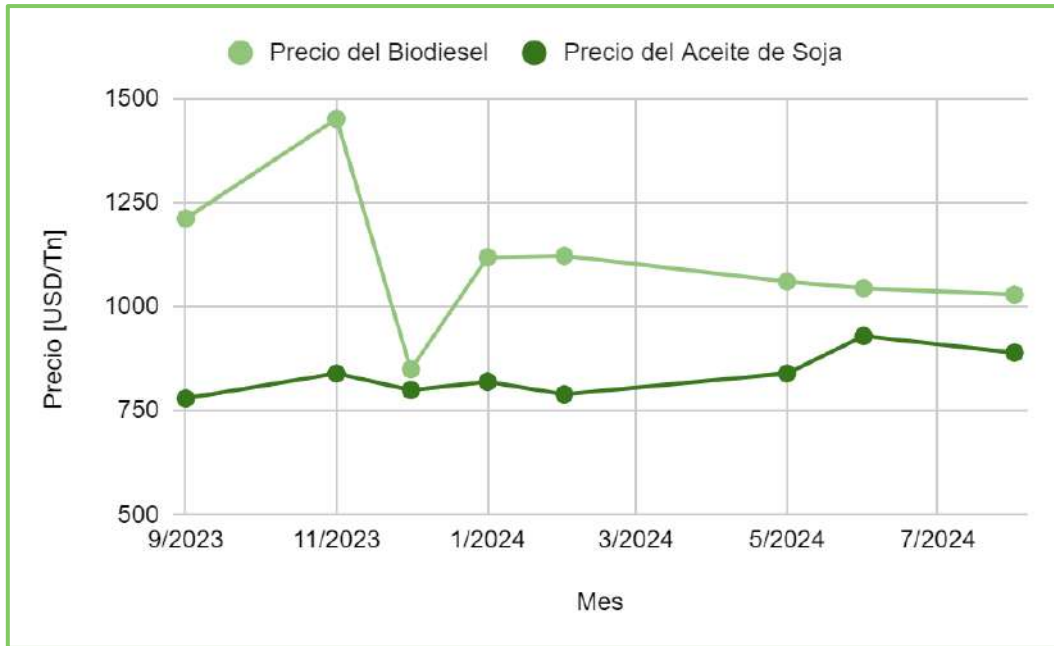


Figura 6.6. Variación del precio del biodiesel y del aceite de soja.

Este análisis se refleja en la *Figura 6.7*, donde se muestra la TIR en función del tiempo, considerando las fluctuaciones en los precios de todas las materias primas y sus productos correspondientes. La línea punteada indica la TRMA, de modo que cuando la TIR se encuentra por encima de esta línea, el proyecto se considera viable; mientras que, al estar por debajo, se determina como no aceptable.

Se observa que en ciertos meses la TIR supera el 15%. Por lo tanto, aunque los indicadores económicos actuales sugieren que el proyecto no es rentable, esto no implica que no pueda resultar rentable en el futuro.

Sería recomendable esperar a que los precios, especialmente los del biodiesel y del aceite de soja, se estabilicen, ya que, como se analizará en secciones posteriores, la rentabilidad del proyecto es muy sensible a estas dos variables.



Figura 6.7. Variación de la TIR en función del tiempo.

6.5.7. Punto de equilibrio

En la *Figura 6.8* se representan gráficamente los costos fijos, costos variables, costos totales, el BNAI y los ingresos por ventas en relación con el porcentaje de producción. Determinar el punto de equilibrio implica encontrar el punto exacto donde los ingresos por ventas igualan los costos totales, es decir, el punto donde el BNAI es cero.

De este modo, se puede observar gráficamente que, para distintos porcentajes de producción, los costos totales siempre superan a los ingresos por ventas. Por lo tanto, se concluye que no existe un punto de equilibrio, lo cual era previsible, ya que el proyecto no resulta rentable para el mes de septiembre de 2024, período en el que se lleva a cabo el análisis económico.

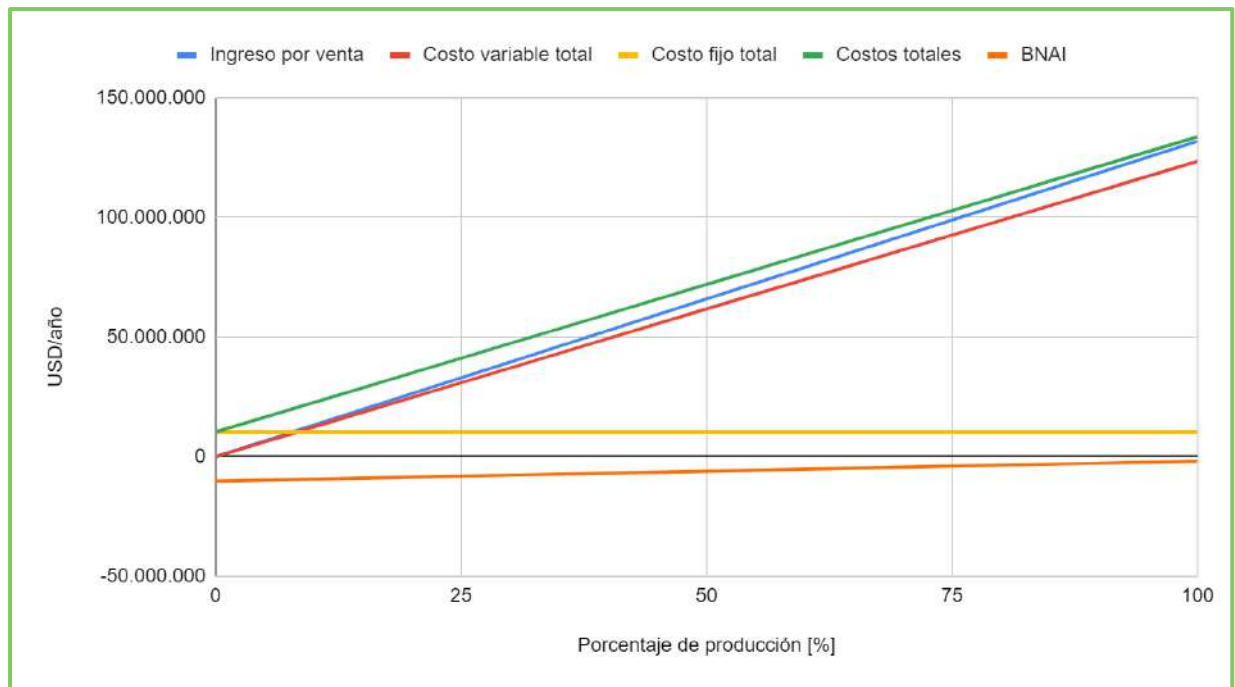


Figura 6.8. Determinación del punto de equilibrio.

6.5.8. Análisis de sensibilidad

Como se mencionó anteriormente, dado que el proyecto demuestra ser no rentable, resulta crucial analizar su sensibilidad ante cambios en variables importantes. En este apartado se analizó cómo afectan los ajustes en costos u otras variables relevantes a la Tasa Interna de Retorno (TIR), evaluando así su robustez en función de estos cambios.

Para ello, inicialmente se variaron los precios de las materias primas, comenzando por variaciones individuales en los precios de cada reactivo y posteriormente en conjunto. La Figura 6.9 ilustra este proceso, revelando una alta sensibilidad al precio del aceite de soja, mientras que los precios de las otras materias primas no mostraron variaciones significativas en la Tasa Interna de Retorno (TIR).

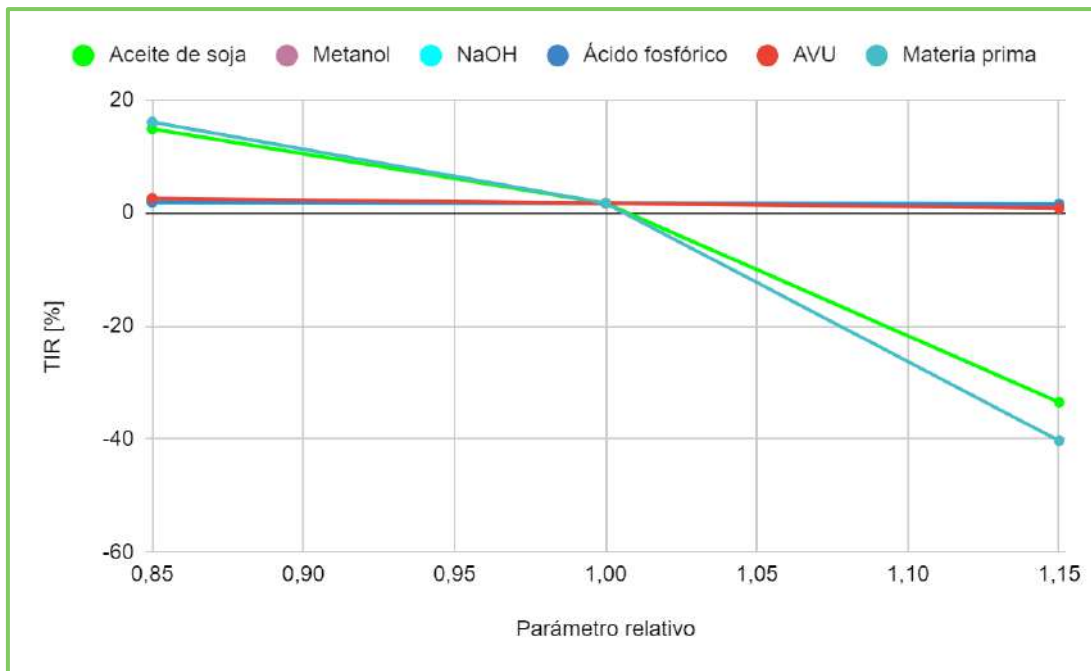


Figura 6.9. Sensibilidad respecto los precios de la materia prima.

Posteriormente, se procedió de manera análoga con los precios de los productos. En la Figura 6.10 se destaca que la TIR mostró una alta sensibilidad ante variaciones en el precio del biodiesel, mientras que no se observaron cambios significativos respecto al precio del glicerol. Además, se observó que con un aumento del 15% en el precio del biodiesel, el proyecto comienza a resultar rentable, ya que la TIR asciende a un valor del 16,46%, así como para un aumento del 15% en ambos productos, donde la TIR da un valor de 17,26%.

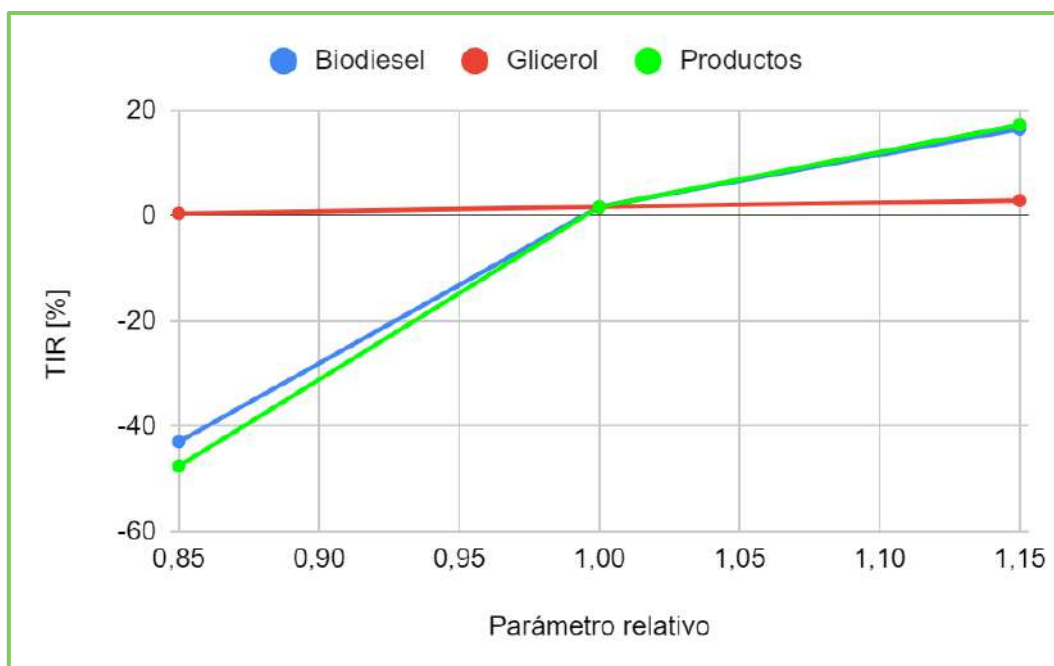


Figura 6.10. Sensibilidad respecto de los precios de los productos.

En la *Figura 6.11* se representa la variación de la TIR en relación con cambios en las ventas y distribución debido a que es el costo fijo más significativo. Es notable que esta variable no muestra una sensibilidad significativa, sugiriendo una estabilidad en el resultado financiero ante fluctuaciones en dicho aspecto. Esto puede aplicarse a todos los costos fijos ya que presentan un porcentaje significativamente menor en comparación con los variables.

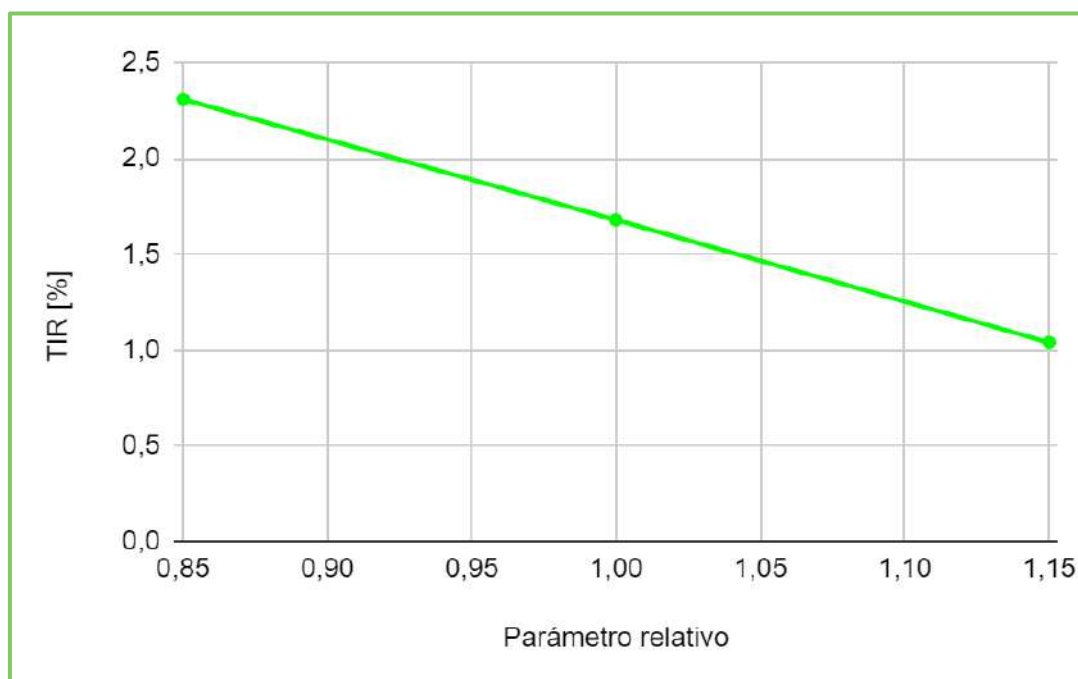


Figura 6.11. Sensibilidad respecto a los costos de ventas y distribución.

Finalmente, se analizó la sensibilidad con respecto a la inversión fija (*Figura 6.12*), destacando una variación en la TIR frente a cambios porcentuales en esta variable. Se observó también que cuando la inversión fija desciende un cierto porcentaje, la inversión total experimenta una caída proporcionalmente mayor en comparación con el caso en que la inversión fija aumenta el mismo porcentaje. Por lo tanto, el valor de la TIR debe aumentar de manera más pronunciada ante disminuciones en la inversión fija para compensar la reducción en la inversión total. Esto demuestra que la sensibilidad es mayor frente a cambios en la inversión fija cuando esta es inferior al valor establecido para el proyecto, y menor cuando supera dicho valor.

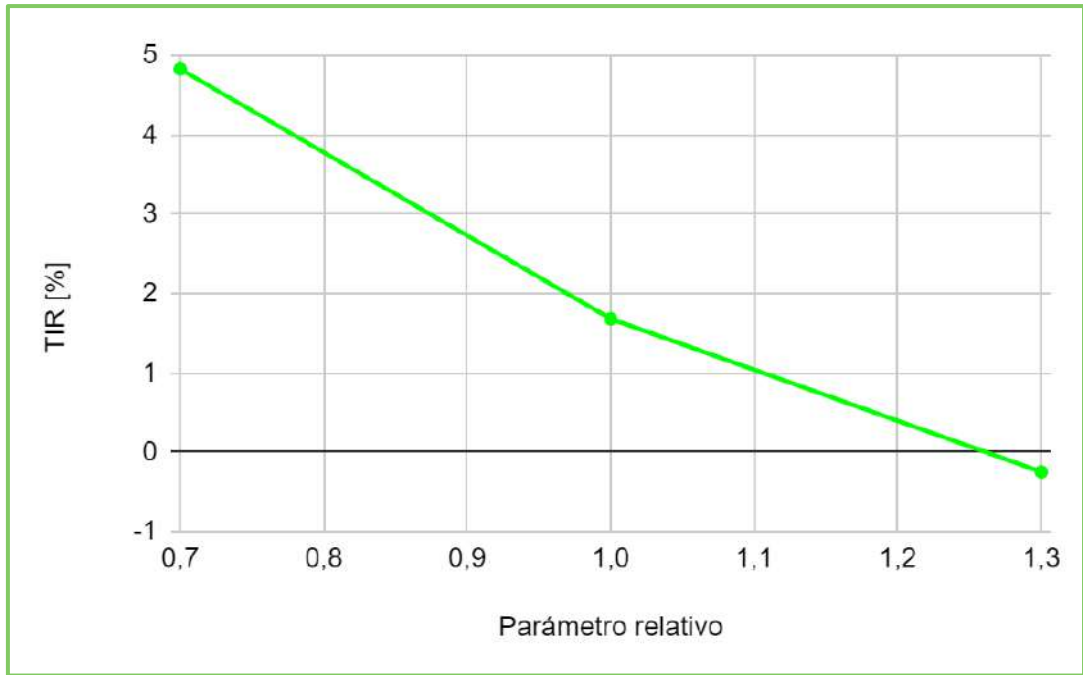


Figura 6.12. Sensibilidad respecto de la inversión fija.

6.6. Cronograma

Para asegurar la eficacia en la gestión del proyecto, se identifican actividades clave que deben completarse dentro de plazos definidos para alcanzar las metas y objetivos de producción establecidos. Estas actividades se clasifican según su prioridad y secuencia, y pueden ser organizadas en un diagrama para una mejor visualización y seguimiento.

Cada tarea detallada se relaciona con otra de acuerdo a su posición dentro del cronograma, es decir, pueden llevarse a cabo de manera paralela o bien el inicio de una depende del fin de la anterior. La *Tabla 6.11* muestra el cronograma diseñado para guiar el desarrollo del presente proyecto.

Tabla 6.11. Cronograma para el presente proyecto.

| Etapa del proyecto a realizar / Mes | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 |
|--|---|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|----|----|----|----|----|----|
| Ingeniería básica | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Ingeniería de detalle | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Adquisición del terreno | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Acondicionamiento del terreno | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Movimiento de suelos y obras civiles | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Compra de equipos | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Montaje de equipos | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Servicios en el parque industrial | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Comisionamiento | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Pruebas hidráulicas | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Puesta en marcha | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Reclutamiento del personal | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Capacitación del personal | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Trámites burocráticos necesarios para operar | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Inicio de producción | | | | | | | | | | | | | | | | | | |

6.7. Bibliografía del capítulo 6

6.1. Arroyo, M. y Torres, J. “Organización de Plantas Industriales. Apuntes de Estudio.” Universidad Católica Santo Toribio de Mogrovejo. Perú. 2012.

6.2. Milligan, J. y Milligan, D. “Equipment Cost. Matches”. Oklahoma. 2014. Recuperado de: <https://www.matche.com/equipcost/Agitator.html>

6.3. Townsend, W. y Fabe, G. “Capital Equipment Cost Database”. 2021.

6.4. “Fall 2011 Final Project”. 2011. Recuperado de: <http://faculty.cooper.edu/bdavis/examplework/ChE142Student2Project.pdf>

6.5. Manchester. “Chemical Engineering Plant Cost Index”. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Manchester. Recuperado de: <https://www.training.itservices.manchester.ac.uk/public/gced/CEPCI.html?reactors/CEPCI/index.html>

6.6. Carrizo, G. “Ingeniería Económica - Inversión”. Universidad de Mar del Plata. 2020.

6.7. Alibaba. “Barrel 55 gallon blue drum plastic stacking drums”. Recuperado de: https://www.alibaba.com/product-detail/200l-220l-barrel-55-gallon-blue_1600895766952.html

6.8. FESTIQYPRRA. Sindicato del Personal de Industrias Químicas y Petroquímicas. “Acuerdo salarial”. Buenos Aires. 2024. Recuperado de: <https://www.festiqypra.com.ar/wp-content/uploads/Acuerdo-quimicos-04012024-3%C2%B0-tramo.pdf>

- 6.9. FESTIQYPRA. Sindicato del Personal de Industrias Químicas y Petroquímicas. “Convenio Colectivo De Trabajo”. Buenos Aires. 2009. Recuperado de: <https://www.festiqypra.com.ar/wp-content/uploads/cct-564-09-quimicos-y-petroquimicos.pdf>
- 6.10. Gobierno de Argentina. “Boletín Oficial - Resolución 335/2024”. Buenos Aires. 2024. Recuperado de: <https://www.boletinoficial.gob.ar/detalleAviso/primera/308813/20240607>
- 6.11. Aguas Santafesinas. “Cuadro Tarifario de Servicios Generales [Resolución MOP Nro. 73/24]”. Santa Fe. 2024. Recuperado de: <https://www.aguassantafesinas.com.ar/portal/wp-content/uploads/2024/02/Tarifa-ServiciosGenerales-Res-73-2024.pdf>
- 6.12. ENERGAS. “Cuadros tarifarios vigentes”. Argentina. 2024. Recuperado de: <https://www.enargas.gob.ar/secciones/precios-y-tarifas/cuadros-tarifarios.php>
- 6.13. Carrizo, G. “Ingeniería Económica - Costos de Producción”. Universidad de Mar del Plata. 2020.
- 6.14. AFIP. “Impuesto a las Ganancias”. Argentina. 2024. Recuperado de: <https://www.afip.gov.ar/gananciasYBienes/ganancias/personas-juridicas/determinacion/documentos/Ganancias-Escala-PJ-2024.pdf>
- 6.15. Precio de Biodiesel. Recuperado de: https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios.php
- 6.16. Bolsa de Cereales de Buenos Aires. Recuperado de: <https://bolsadecereales.com/precios-max-min>



Capítulo 7

Capítulo 7

7.1. Sistema de Gestión

En un entorno empresarial cada vez más competitivo y regulado, las organizaciones del sector energético, y en particular las plantas de producción de biodiesel se enfrentan al desafío de gestionar sus operaciones de manera sostenible, eficiente y segura. Para abordar estos desafíos de manera integral, muchas empresas están adoptando Sistemas de Gestión Integrada (SGI) que abarcan la gestión ambiental, la calidad y la seguridad y salud en el trabajo.

El Sistema de Gestión de Seguridad y Salud en el Trabajo, alineado con la norma ISO 45001, se enfoca en identificar y controlar los riesgos laborales, asegurando un ambiente de trabajo seguro y saludable. Este sistema ayuda a reducir la probabilidad de accidentes y enfermedades ocupacionales, mejorando el bienestar de los empleados y cumpliendo con las normativas de seguridad y salud.

El Sistema de Gestión de Calidad (SGC), conforme a la norma ISO 9001, establece los procesos y procedimientos necesarios para asegurar que los productos y servicios cumplan consistentemente con los requisitos del cliente y los estándares de calidad. Este sistema fomenta la eficiencia operativa, la satisfacción del cliente y la mejora continua.

El Sistema de Gestión Ambiental (SGA), basado en la norma ISO 14001, proporciona un marco para identificar, gestionar y reducir los impactos ambientales. Este sistema asegura el cumplimiento de las regulaciones ambientales y promueve la mejora continua en el desempeño ambiental de la organización.

Integrar estos tres sistemas en un único SGI permite a la planta de biodiesel optimizar recursos, mejorar la coordinación y coherencia entre las diferentes áreas de gestión y fortalecer el enfoque estratégico de la organización. La implementación de un SGI garantiza que los objetivos ambientales, de calidad y de seguridad y salud en el trabajo se aborden de manera conjunta, contribuyendo a un desarrollo sostenible, una mayor eficiencia y un entorno laboral más seguro.

En este capítulo, se analizará cómo se implementa y gestiona el Sistema de Gestión Integrada en una planta de producción de biodiesel, resaltando los beneficios y las mejores prácticas para lograr una operación integrada y efectiva.

7.2. Gestión de Seguridad y Salud en el Trabajo

La gestión de seguridad y salud en el trabajo (SST) representa un pilar fundamental en cualquier empresa, ya que no solo implica el cumplimiento de regulaciones legales, sino también la protección de los empleados y la creación de un entorno laboral seguro y saludable. Es vital garantizar la seguridad y salud de los trabajadores, quienes tienen el

derecho de desempeñar sus tareas diarias sin exponerse a riesgos que afecten su integridad física o mental. La implementación de medidas de seguridad adecuadas no solo reduce la probabilidad de accidentes laborales y enfermedades ocupacionales, sino que también conserva el bienestar de todos los miembros del equipo.

Además, el cumplimiento de las normativas legales en seguridad y salud es crucial para evitar sanciones y preservar la reputación de la empresa. Estas regulaciones establecen estándares mínimos que las empresas deben seguir para proteger a sus empleados. El incumplimiento de estas normativas puede resultar en multas significativas y dañar la imagen de la empresa ante empleados, clientes y la sociedad en general. Particularmente, el estándar OHSAS (Occupational Health and Safety Assessment Series) 18001 y la norma ISO 45001 detallan los requisitos para un Sistema de Gestión de Seguridad y Salud en el Trabajo. Estos mismos ayudan a las organizaciones a desarrollar e implementar políticas y objetivos que consideren tanto los requisitos legales como la información sobre los riesgos para la seguridad y salud en el trabajo.

Por otro lado, una gestión efectiva de la seguridad y salud en el trabajo también tiene beneficios económicos tangibles. La prevención de accidentes y enfermedades laborales reduce los costos asociados, como compensaciones por accidentes, gastos médicos y pérdida de productividad debido a bajas laborales. Asimismo, un entorno laboral seguro y saludable contribuye a mejorar la productividad y la moral de los empleados, lo que se traduce en un mejor desempeño general de la empresa.

En conclusión, la gestión de seguridad y salud en el trabajo es esencial para proteger a los trabajadores, cumplir con las regulaciones legales, reducir costos y mejorar la reputación empresarial. Es una inversión indispensable que no solo beneficia a los empleados, sino que también contribuye al éxito a largo plazo de la empresa.^[7.1; 7.2]

7.2.1. Planificación

En esta primera etapa se realiza una planificación cuidadosa que incluye la identificación y evaluación de los riesgos para la salud y seguridad ocupacional, así como las oportunidades para mejorar. Esto implica establecer objetivos claros de SST y los procesos necesarios para alcanzarlos, en línea con la política de SST de la organización. Esta planificación integral permite mitigar riesgos, aprovechar oportunidades y garantizar un entorno laboral seguro y saludable para todos los empleados.

7.2.1.1. Programa de prevención

El "Programa Anual de Prevención de Riesgos Laborales" establece políticas y compromisos de la empresa en salud y seguridad laboral, para cumplir con la normativa y proteger a los trabajadores. Este programa se elabora con el propósito de alinear las prácticas de la empresa con la normativa vigente y de reducir cualquier

riesgo que pueda poner en peligro la vida y la salud de los trabajadores durante el desempeño de sus funciones.

Anualmente, se completa la *Tabla 7.1* que incluye diversos aspectos relevantes para la gestión de la seguridad y salud en el trabajo. El objetivo de esta tabla es proporcionar una guía clara y estructurada para la implementación efectiva de medidas preventivas y correctivas en el ámbito de la seguridad y salud laboral.^[7.3]

Tabla 7.1. Programa anual de prevención de riesgos laborales.

| # | Medida a implementar | Medios y recursos necesarios | Responsable | Fecha de inicio, ejecución y control | Indicador | Observaciones |
|---|---|--|-------------------------------|---|--|-----------------------------------|
| 1 | Capacitación en manejo de productos químicos peligrosos | Material de capacitación, instructores certificados, manuales de seguridad | Encargado de Recursos Humanos | Inicio: 14/03/2025 Ejecución: Semestral Control: Anual | Porcentaje de empleados certificados en manejo seguro de productos químicos peligrosos | Revisión de contenidos anualmente |
| 2 | | | | | | |

7.2.1.2. Identificación de peligros, evaluación de riesgo y determinación de control

En la *Tabla 7.2* se incluyen los peligros que no pueden ser eliminados durante la etapa de diseño de la planta y que estarán presentes durante toda su vida útil, con lo cual deberá efectuarse el seguimiento pertinente para minimizar la ocurrencia de accidentes laborales y la aparición de enfermedades profesionales. Cabe destacar que es posible que la lista de peligros se amplíe una vez que la producción haya comenzado, sin embargo, se cree que los peligros considerados proporcionan una base sólida para un análisis preliminar.

Previamente, resulta conveniente aclarar la diferencia entre los conceptos "peligro" y "riesgo". El peligro hace referencia a una fuente, situación o acto que tiene el potencial de causar daño en términos de lesiones o enfermedades ocupacionales, ya sea por sí mismo o en combinación con otros factores. Mientras tanto, el riesgo se define como la combinación de la probabilidad de que ocurra un evento peligroso o una exposición, junto con la severidad de la lesión o enfermedad ocupacional que podría resultar de dicho evento o exposición.

Tabla 7.2. Peligros identificados y sus riesgos asociados.

| Tipo | Situación/Equipo/Condición | Peligro | Riesgo |
|--------------|---|---|---|
| Químico | Hidróxido de sodio que se emplea en la planta | Manipulación de hidróxido de sodio | Quemaduras en la piel |
| | Uso de H ₃ PO ₄ para la neutralización del hidróxido de sodio | Manipulación del ácido | Irritación de las vías respiratorias Quemaduras en la piel |
| | Metanol en el reactor | Manipulación del metanol | Irritación de las vías respiratorias |
| | Químicos empleados para la limpieza y desinfección de superficies y equipos | Manipulación y exposición a productos químicos | Irritación de las vías respiratorias por inhalación de químicos |
| Físico | Bombas | Ruido | Exposición al ruido |
| | Eyectores | | |
| | Quemador de caldera | | |
| | Compresor | | |
| | Ventilador de torre de enfriamiento | Superficies a temperaturas elevadas | Quemaduras en la piel |
| | Cañerías de transporte de fluidos a alta temperatura | | |
| | Intercambiadores de calor | | |
| Destiladores | | | |
| Mecánico | Caldera | Equipo trabajando a temperatura y presión elevada | Explosión |
| | Vehículos que transportan la materia prima, productos e insumos hacia y desde la planta | Tránsito de vehículos | Atropello por vehículos |

| Tipo | Situación/Equipo/Condición | Peligro | Riesgo |
|----------|---|-------------------|------------------------------------|
| Mecánico | Mantenimiento y limpieza de las torres de destilación y de enfriamiento | Trabajo de altura | Caída de personas a distinto nivel |

Para evaluar el nivel de riesgo relacionado con cada peligro mencionado previamente, se lleva a cabo un análisis cualitativo utilizando la *Tabla 7.3*, que consiste en una matriz de 3x3 donde se combina la probabilidad de que ocurra el daño y la gravedad del mismo.

Probabilidad: se mide de baja a alta y se considera la frecuencia de exposición de cada trabajador al peligro.

- Alta: el daño ocurrirá siempre o casi siempre.
- Media: el daño ocurrirá en algunas ocasiones.
- Baja: el daño no ocurrirá nunca o casi nunca.

Gravedad: se mide de baja a alta y depende de la severidad del daño que resulta de la exposición a cierto peligro.

- Baja: daños superficiales, así como cortes y magulladuras pequeñas, irritación de los ojos por polvo, molestias como dolor de cabeza.
- Media: laceraciones, quemaduras, conmociones, torceduras importantes, fracturas menores. También sordera, dermatitis, asma, trastornos músculo-esqueléticos, o cualquier enfermedad que conduce a una incapacidad menor.
- Alta: amputaciones, fracturas mayores, intoxicaciones, lesiones múltiples, lesiones fatales. Cáncer y otras enfermedades crónicas que acorten severamente la vida.

Esta evaluación debe ser lo más representativa que sea posible, puesto que de ella se desprenden aquellos riesgos que deben ser controlados con mayor urgencia.^[7.4]

Tabla 7.3. Método general de evaluación de riesgos.

| | Gravedad | | | |
|--------------|----------|------------------|-------------------|--------------------|
| | Baja | Media | Alta | |
| Probabilidad | Baja | Riesgo trivial | Riesgo tolerable | Riesgo moderado |
| | Media | Riesgo tolerable | Riesgo moderado | Riesgo sustancial |
| | Alta | Riesgo moderado | Riesgo sustancial | Riesgo intolerable |

Según la zona de la matriz en la que se clasifiquen los riesgos analizados, se determinan las medidas a tomar y el tiempo de acción junto con el nivel de riesgo (Tabla 7.4).

Tabla 7.4. Clasificación del nivel de riesgo.

| Nivel de riesgo | Acción y periodo de tiempo |
|-----------------|---|
| Trivial | No se requiere acción y, por lo tanto, no se necesita mantener registros documentales. |
| Tolerable | Se deben ejecutar acciones sencillas para eliminar o neutralizar el riesgo, en un periodo de tiempo flexible. No se requieren controles adicionales para la ejecución de la tarea. |
| Moderado | Se deben ejecutar acciones para eliminar o neutralizar el riesgo. Las acciones de reducción de riesgo deben ser implementadas dentro de un periodo definido y adoptado en el corto plazo. |
| Sustancial | El trabajo no se debe empezar hasta que el riesgo no haya sido eliminado o neutralizado. |
| Intolerable | Es indispensable eliminar o neutralizar el riesgo. Si no es posible hacerlo, se debe prohibir la ejecución del trabajo. |

A partir de lo detallado con anterioridad, se ubican dentro de la matriz los riesgos presentados en la Tabla 7.2 según la valoración que resulta del análisis de la probabilidad y severidad de cada uno de ellos.

Tabla 7.5. Clasificación de riesgos dentro de la matriz.

| | | Gravedad | | |
|--------------|-------|--|---|--|
| | | Baja | Media | Alta |
| Probabilidad | Baja | | | Caldera |
| | Media | Empleo de metanol, limpieza con químicos | Empleo de H ₃ PO ₄ y NaOH | Vehículos que transportan la materia prima, productos e insumos hacia y desde la planta Mantenimiento y limpieza de las torres de destilación y de enfriamiento |
| | Alta | | Exposición al ruido: bombas, eyectores, compresores, quemador | |

| | | | |
|--|--|---|--|
| | | de la caldera y ventilador de torre de enfriamiento | |
| | | Contacto térmico: destiladores, intercambiadores de calor, cañerías de transporte de fluidos a alta temperatura | |

A partir de este análisis se deben tomar medidas de control para los niveles de riesgos de tipo moderado, sustancial e intolerable. El tipo de medidas de control que se pueden tomar se presentan a continuación y se clasifican en orden decreciente de efectividad.

- Eliminación: suprimir los peligros físicamente.
- Sustitución: reemplazar el peligro.
- Controles de ingeniería: aislar a las personas del peligro.
- Controles administrativos: abarca todas las medidas tendientes a la capacitación y la formación del personal y la creación de protocolos para la realización de las diversas tareas de la planta.
- Elementos de protección personal (EPP): es la única medida que se enfoca en la protección del trabajador. Incluye el equipo que crea una barrera entre el trabajador y la condición insegura.

Por último, en la *Tabla 7.6* se detallan las medidas implementadas en la planta para los niveles de riesgo que demandan acciones para reducir o mitigar el posible daño.

Tabla 7.6. Medidas de control implementadas en la planta.

| Peligro | Medida de control | Tipo de medida de control |
|--|--|---------------------------|
| Manipulación de H ₃ PO ₄ | Implementar una ventilación localizada | Eliminación |
| | Capacitar al personal que utilice la sustancia | Control administrativo |
| | Brindar al personal máscaras, guantes y calzado cubierto | EPP |
| Manipulación de NaOH | Capacitar al personal que utilice la sustancia | Control administrativo |
| | Brindar al personal máscaras, guantes y calzado cubierto | EPP |
| Operación de la caldera | Realizar un mantenimiento periódico a la caldera | Control de ingeniería |
| | Instalar dispositivos de seguridad, como válvulas de | |

| Peligro | Medida de control | Tipo de medida de control |
|-----------------------------|--|---------------------------|
| | seguridad, termostatos y un golpe de puño | Control administrativo |
| | Capacitar al personal que utilice el equipo | |
| Exposición al ruido | Implementar aislantes sonoros en las zonas de alta exposición | Control de ingeniería |
| | Realizar un mantenimiento periódico de los equipos en cuestión | |
| | Rotación del personal que se encuentra expuesto a altos niveles de ruido | Control administrativo |
| | Proveer al personal con protección auditiva de acuerdo con la atenuación requerida | EPP |
| Contacto térmico | Aislar térmicamente los equipos que operen a altas temperaturas | Control de ingeniería |
| | Colocar barreras físicas | |
| | Emplear un control de seguridad de temperatura | |
| | Brindar al personal vestimenta ignífuga y guantes resistentes al calor | EPP |
| Vehículos | Delimitar la zona donde puede circular el personal y los vehículos | Control administrativo |
| | Establecer límites de velocidad dentro de la planta | |
| | Capacitar al conductor | |
| | Capacitar al personal sobre la señalización vehicular | |
| Mantenimiento de las torres | Emplear el uso de barandillas | Control de ingeniería |
| | Instalar anclajes seguros y brindar al personal arneses | EPP |
| | Brindar al personal cascos y calzado adecuado | |

7.2.1.3. Requisitos legales

La organización debe tener procedimientos para identificar y acceder a los requisitos legales y otros relacionados con la seguridad y salud ocupacional (SSO) que sean aplicables. Para desarrollar estos procedimientos se debe cumplir el siguiente esquema:

1. **Identificación:** Identificar y comprender las leyes y regulaciones locales, nacionales e internacionales que se aplican a la industria específica y al lugar de trabajo en particular.
2. **Evaluación:** Evaluar cómo estos requisitos legales se aplican a las operaciones y actividades de la organización, y determinar cómo cumplir con ellos de manera efectiva.
3. **Implementación:** Implementar medidas y controles para cumplir con los requisitos legales, lo que puede incluir la creación de políticas, procedimientos y prácticas de trabajo seguras.
4. **Actualización:** Mantenerse al día con los cambios en la legislación y las regulaciones relacionadas con la seguridad y la salud ocupacional, y actualizar los procesos y procedimientos según sea necesario para asegurar el cumplimiento continuo.

Algunos de los requisitos legales que se deben cumplir en la planta de proceso que se pretende instalar son:

- Ley N° 19.587: Ley de Higiene y Seguridad en el Trabajo. Decreto Reglamentario N° 351/79.
- Resolución N° 295/03 del Ministerio de Trabajo.
- Ley N° 24.051: Ley de Residuos Peligrosos.
- Normas de la Superintendencia de Riesgos del Trabajo (SRT).
- Ley de Seguridad e Higiene en el Trabajo (Ley N° 24.557).
- Resolución SRT 900/2015.
- Normativas de Protección Contra Incendios (Ley N° 24.557 y reglamentaciones específicas de la SRT).
- Resolución SRT 960/2015.

7.2.2. Implementación y operación

7.2.2.1. Recursos, funciones, responsabilidad y autoridad

La sección de recursos, funciones, responsabilidades y autoridad debe abordar los siguientes aspectos:

1. **Recursos:** Identificación y asignación de recursos necesarios para implementar y mantener el Sistema de Gestión de Seguridad en el Trabajo, que pueden incluir personal, tiempo, dinero, equipos y materiales.
2. **Funciones y responsabilidades:** Definición clara de las funciones y responsabilidades de todas las partes interesadas en el sistema, incluidos los empleados, supervisores, gerentes, comités de seguridad, representantes de los trabajadores y cualquier otra persona involucrada en la gestión de la seguridad laboral. En el Anexo 3 se muestra el organigrama de la empresa y sus respectivas áreas.
3. **Autoridad:** Establecimiento de mecanismos para garantizar que todas las partes asuman la responsabilidad de sus funciones en relación con la seguridad en el trabajo y rindan cuentas por sus acciones. Esto puede incluir la definición de objetivos claros, la realización de evaluaciones de desempeño, la implementación de sistemas de seguimiento y la aplicación de consecuencias en caso de incumplimiento.

7.2.2.2. Formación, toma de conciencia y competencia

En esta sección se aborda la importancia de proporcionar a los empleados la capacitación necesaria para desempeñar sus funciones de manera segura y eficiente. Algunos aspectos clave que se deben considerar son:

1. **Formación:** Es necesario proporcionar capacitación inicial y continua a todos los empleados sobre los riesgos específicos relacionados con sus roles, así como sobre las medidas de seguridad y los procedimientos de emergencia pertinentes. Esta capacitación puede realizarse a través de sesiones de inducción al inicio del empleo, reuniones grupales de capacitación, charlas breves, formación especializada y material visual, como banners con procedimientos y normativas.

La formación puede incluir entrenamiento en el uso seguro de equipos y maquinaria, procedimientos de trabajo seguro, manejo de productos químicos peligrosos, y técnicas de prevención de accidentes.

2. **Toma de conciencia:** Es importante crear conciencia entre los empleados sobre la importancia de la seguridad en el trabajo y los impactos potenciales de no seguir los procedimientos de seguridad establecidos. Esto puede incluir campañas de sensibilización, charlas de seguridad periódicas, carteles informativos y otros medios de comunicación interna.
3. **Competencia:** Se debe evaluar regularmente la competencia de los empleados para realizar sus tareas de manera segura y eficiente. Esto puede implicar simulacros, auditorías en puestos de trabajo, entrenamiento asistido, la realización de evaluaciones de habilidades, pruebas de conocimientos, observación en el lugar de trabajo y retroalimentación continua para garantizar

que los empleados estén adecuadamente calificados y capacitados para realizar sus funciones de manera segura.

7.2.2.3. Comunicación, participación y consulta

Este apartado se enfoca en establecer procedimientos para mantener los canales y mecanismos de comunicación entre los distintos niveles de la empresa, contratistas y visitas, como así también toda parte interesada. Se deben considerar los siguientes aspectos:

1. **Comunicación:** Se debe establecer canales efectivos de comunicación para compartir información relevante sobre seguridad en el trabajo con todos los niveles de la organización. Esto puede incluir reuniones regulares, boletines informativos, correos electrónicos, tableros de anuncios y otras formas de comunicación interna.
2. **Participación:** Se debe fomentar la participación activa de los empleados en la identificación y gestión de riesgos laborales. Esto puede implicar la formación de comités de seguridad, la realización de inspecciones conjuntas de seguridad, la participación en evaluaciones de riesgos y la presentación de sugerencias para mejorar la seguridad en el lugar de trabajo.
3. **Consulta:** Se debe consultar a los empleados sobre cuestiones relacionadas con la seguridad en el trabajo y tener en cuenta sus opiniones y preocupaciones al tomar decisiones que afecten su seguridad y salud. Esto puede incluir encuestas periódicas de satisfacción laboral, reuniones abiertas de consulta y la revisión de comentarios y sugerencias de los empleados.

Para la planta de producción de biodiesel se ha propuesto la implementación de una aplicación que permita a los empleados informar de manera anónima sobre los riesgos que detecten en su entorno laboral. A través de esta aplicación, podrán detallar el lugar específico de la planta donde se identificó el riesgo, el puesto de trabajo afectado, la fecha de notificación y una descripción detallada del riesgo observado. Posteriormente, el departamento de seguridad e higiene analizará estas notificaciones y elaborará los informes pertinentes, identificando las acciones preventivas o correctivas necesarias.

Finalmente, el departamento de recursos humanos se encargará de comunicar a todos los empleados las medidas implementadas en respuesta a los riesgos laborales detectados. Este enfoque garantiza una comunicación efectiva y una respuesta rápida a las preocupaciones de seguridad de los empleados, promoviendo así un ambiente de trabajo seguro y saludable para los trabajadores.

7.2.2.4. Documentación

La documentación es fundamental para asegurar la claridad de los objetivos y metas, definir responsabilidades, establecer la correcta realización de las actividades, facilitar la capacitación eficiente del nuevo personal y mantener registros para demostrar el logro de los objetivos. Además, proporciona evidencia a organismos y autoridades. Algunos documentos clave a tener en cuenta son:

- Política y objetivos de SySO.
- Descripción del alcance del Sistema de Gestión de SySO.
- Descripción de los elementos principales del Sistema de Gestión de SySO y su interacción, así como la referencia a los documentos relacionados.
- Documentos requeridos en la norma OHSAS 18001 y la ISO 45001.
- Documentos incluyendo los registros establecidos por la organización como necesarios para asegurar la eficacia de la planificación, operación y control de los procesos relacionados con la gestión de sus riesgos de SySO.
- Formularios de identificación de peligros y evaluación de riesgos.
- Matrices de requisitos legales.
- Procedimientos operacionales y de gestión.
- Registros de entrenamiento y capacitación.
- Formularios de auditorías internas.
- Procedimiento de Emergencias.
- Formularios e informes de monitoreo y medición de condiciones de seguridad.

7.2.2.5. Control de documentos y datos

Los documentos requeridos por el Sistema de Gestión de SySO y por la Norma OHSAS se deben controlar estableciendo procedimientos para:

- Aprobar los documentos.
- Asegurar la revisión y actualización de los documentos.
- Asegurar de que se identifican los cambios y el estado de revisión actual de los documentos.
- Garantizar la disponibilidad de documentos vigentes.
- Garantizar la legibilidad e identificación de los documentos.
- Identificar los documentos externos de importancia para el Sistema de Gestión.
- Prevenir el uso de documentos obsoletos.

Para impulsar la sustentabilidad en la empresa, se promueve la digitalización de los documentos, lo que facilita el acceso remoto a los mismos. Además, se establece que estos documentos sean revisados y aprobados anualmente por el personal encargado del área.

7.2.2.6. Control operacional

La organización debe identificar aquellas operaciones y actividades que están asociadas con los peligros identificados, donde sea necesario la implementación de controles para administrar el riesgo. Para estas operaciones y actividades, la organización debe implementar y mantener:

- Controles operacionales, aplicables a la organización y a sus actividades; la organización debe integrar esos controles operacionales en su Sistema de Gestión de SySO.
- Controles relacionados con bienes adquiridos, equipos y servicios.
- Controles relacionados a contratistas y otras visitas a los lugares de trabajo.
- Procedimientos documentados para cubrir situaciones donde su ausencia pueda causar desviaciones de la política y objetivos SySO.
- Estipular criterios operacionales donde su ausencia pueda causar desviaciones de la política y objetivos SySO.

Las herramientas a implementar en esta planta para obtener un control operativo son:

- Manuales de trabajo: Describen las tareas específicas para la ejecución de un trabajo y las responsabilidades que deben seguir los empleados para la prevención de riesgos.
- Instructivos específicos de trabajo: Definen paso a paso la forma de llevar a cabo una tarea determinada para eliminar o controlar los riesgos asociados. Para este proyecto se opta por aplicar procedimientos para la limpieza y desinfección de equipos, la manipulación de los reactivos y productos químicos, la puesta en marcha de equipos como la caldera, entre otros.
- Normas generales: Son un conjunto de reglas que se utilizan como guías de comportamiento de acción. No establecen específicamente la secuencia de ejecución de una tarea, pero enumera los métodos más seguros para realización de tareas. Como por ejemplo el uso seguro de escaleras, el mantenimiento de orden y limpieza, uso de elementos de protección personal, entre otros.

7.2.2.7. Preparación y respuesta ante emergencias

Es esencial establecer medidas de protección y prevención previstas por la empresa, que forman parte del “Plan de Evacuación y Emergencia”, los cuales proporcionarán a los empleados los conocimientos necesarios para controlar o minimizar las consecuencias de cualquier contingencia o emergencia que pueda surgir en la empresa. En la *Figura 7.1* se muestran los pasos a seguir para la determinación de dicho plan.^[7.5; 7.6]

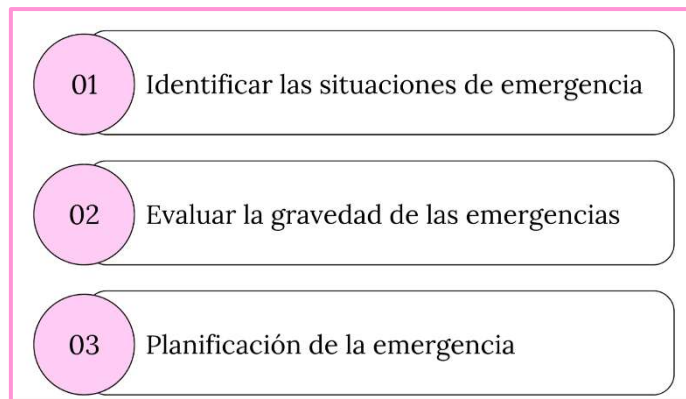


Figura 7.1. Esquema para el Plan de Evacuación y Emergencia.

Este plan contempla tres niveles de emergencia que dependen de la gravedad de la situación:

1. Situación de preemergencia: Situación de baja gravedad que puede neutralizarse con los medios materiales y humanos disponibles en la empresa y próximos al lugar del accidente.
2. Emergencia parcial: Situación que no puede neutralizarse de forma inmediata con los medios presentes en la empresa, y que requiere de otros medios humanos y materiales más especializados y complejos.
3. Emergencia general: Situación que supera la capacidad de actuación de la empresa y sus brigadas de emergencia, por lo que se debe pedir ayuda externa y evacuar totalmente las instalaciones.

En la planta de procesos se identifican los siguientes riesgos:

- Incendio.
- Fuga de gas.
- Derrame de sustancias peligrosas.
- Explosiones o derrumbamientos.
- Accidente laboral o enfermedad repentina de un trabajador.

En la organización, todos los empleados reciben capacitación en conocimientos básicos, como RCP. Además, se establece un grupo capacitado dentro de la organización para actuar de forma inmediata en caso de emergencia. Esta brigada asume la responsabilidad de llevar a cabo acciones específicas según el tipo de emergencia, que pueden incluir manejo de incendios, evacuaciones, primeros auxilios, entre otras.

El plan de emergencia propuesto para la planta de procesos se detalla a continuación.

Paso 1. Llamar a la brigada si la situación supera los conocimientos básicos dados a los empleados.

Paso 2. La brigada informa al departamento de Seguridad e Higiene en el Trabajo sobre la situación, el cual analiza y determina que acción tomar.

Paso 3. Si la situación es manejable, el departamento de seguridad e higiene emite las instrucciones pertinentes para abordar el incidente, y la brigada toma medidas de intervención.

Paso 4. En caso de que la situación represente un riesgo para los empleados, la brigada activará el plan de evacuación.

Luego de haber solucionado la situación que ha originado la emergencia, el personal responsable del departamento de Seguridad e Higiene en el Trabajo deberá elaborar el informe correspondiente que resuma todas las características del suceso.

7.2.3. Verificación

7.2.3.1. Mediciones y seguimiento del desempeño

Este apartado se dedica a establecer procedimientos para el seguimiento y la evaluación del desempeño de SySO, con el objetivo de medir tanto el grado de cumplimiento de los objetivos como la eficacia de los controles implementados.

Las mediciones que pueden realizarse son:

Mediciones proactivas del desempeño: se realizan de manera anticipada y sistemática para evaluar el funcionamiento del Sistema de Gestión de Seguridad en la organización. Se centran en identificar áreas de mejora y oportunidades de prevención de riesgos antes de que ocurran incidentes o accidentes. Algunas de las medidas propuestas son:

- Cantidad de sugerencias del personal para mejoras en SySO.
- Frecuencia de las auditorías de SySO.
- Frecuencia y eficacia de reuniones del departamento de Seguridad e Higiene.
- Informes de vigilancia de la salud.
- Informe de muestreo de la exposición personal.
- Controles de uso de elementos de protección personal.
- Cantidad de personal capacitado en SySO.
- Cantidad de evaluaciones de riesgo realizadas.

Mediciones reactivas: se realizan en respuesta a un incidente o accidente que ya ha ocurrido. Su objetivo es evaluar la efectividad de las medidas de seguridad existentes y determinar las causas subyacentes del incidente para evitar que vuelva a ocurrir en el futuro. Algunas medidas propuestas para la planta son:

- Identificación de actos y condiciones inseguras.

- Investigación de incidentes.
- Investigación de accidentes con daños materiales.
- Indagación de ausencias por enfermedad.
- Observaciones de inspecciones de organismos regulatorios.
- Cumplimiento de intimaciones de organismos regulatorios.
- Retroalimentación de los empleados que hayan tenido algún accidente en la planta.

7.2.3.2. Evaluación del cumplimiento legal

Se establece una frecuencia para revisar el cumplimiento legal y otros requisitos. Si se detecta un incumplimiento, se toman medidas correctivas. La *Figura 7.2* muestra el procedimiento a seguir para llevar a cabo la evaluación del cumplimiento legal.

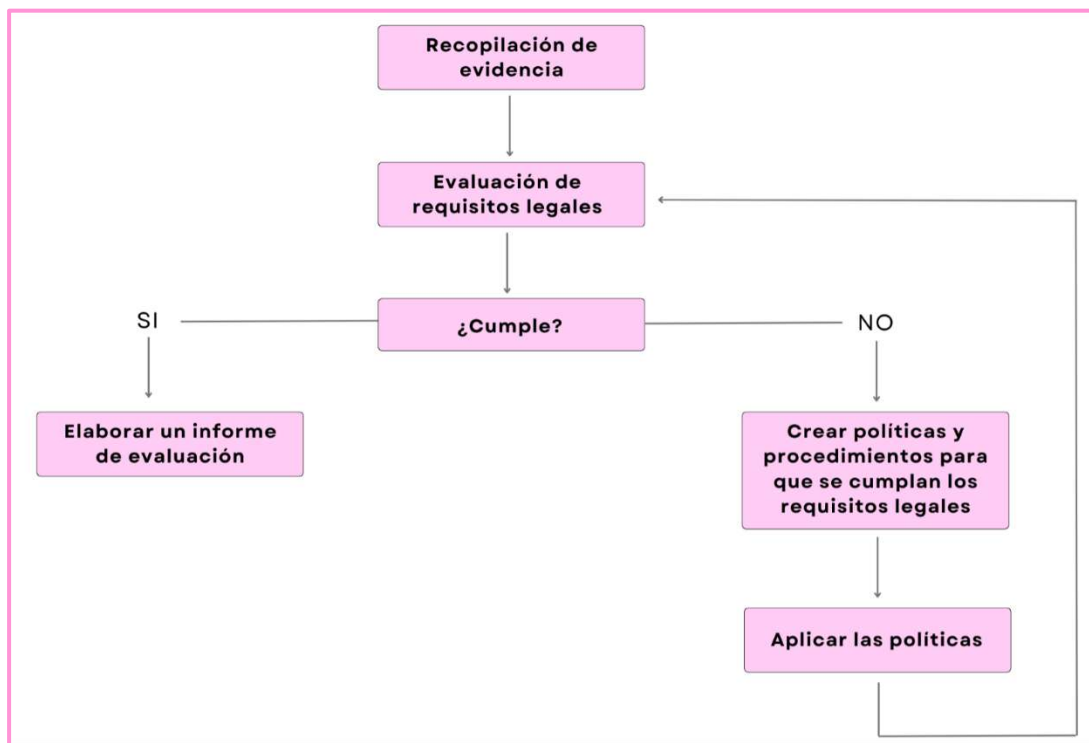


Figura 7.2. Esquema para la evaluación de los requisitos legales.

7.2.3.3. Investigación de incidentes y no conformidades

La organización debe establecer, implementar y mantener uno o varios procedimientos para registrar, investigar, analizar incidentes y, de ser necesario, tomar medidas correctivas y preventivas.

La norma OSHAS 18001 define como un incidente a un “evento relacionado con el trabajo, que generó una lesión o una enfermedad ocupacional o una muerte, o las pudo haber generado”. Cuando este hecho se da lugar en el ambiente de trabajo, se analizan las no conformidades, es decir, los incumplimientos de los requisitos. Algunas

de las causas pueden deberse a condiciones no adecuadas de trabajo, falta de capacitación, entrenamiento, falta de comprensión de los requerimientos, fallas para comunicarse eficazmente, falta de instrucciones de trabajo, fallas en los procesos o sistemas, entre otras.

Ante cualquier no conformidad, se ejecutan acciones. En la *Figura 7.3* se muestra el esquema a seguir.

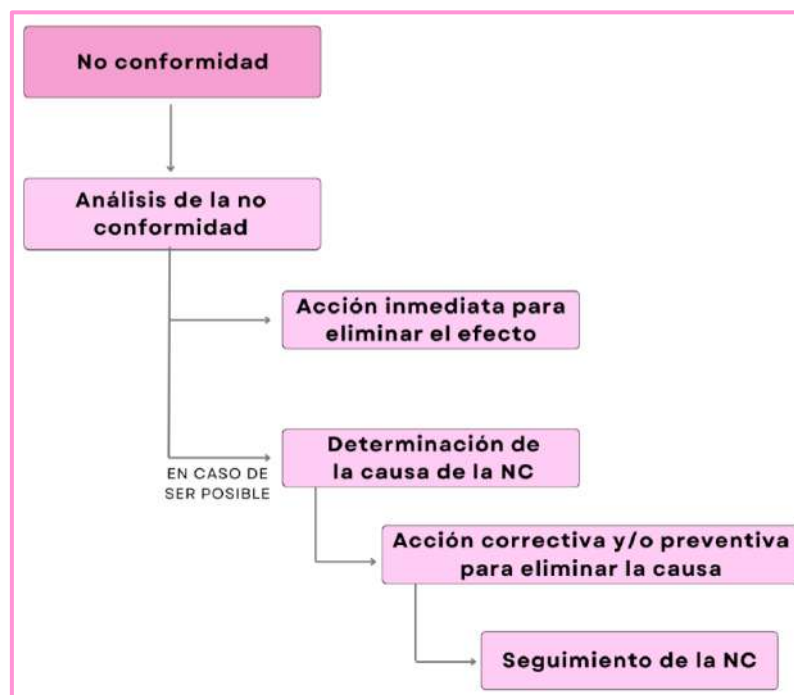


Figura 7.3. Procedimiento ante una no conformidad.

Finalmente, los resultados de la investigación deben ser registrados y archivados.

7.2.3.4. Creación y control de registros

Es esencial mantener registros que demuestren cómo se cumplen los requisitos del Sistema de Gestión. Entre los registros que se llevan en la empresa se encuentran evaluaciones de riesgos, informes de auditorías, actas de revisiones por la dirección, certificados de capacitación, registros de mantenimiento, informes de accidentes/incidentes e informes de inspecciones.

Por otro lado, con el objetivo de fomentar la sustentabilidad dentro de la empresa, se ha adoptado la digitalización integral de todos los registros. Esta medida no solo reduce significativamente el consumo de papel, sino que también permite la accesibilidad de los documentos.

7.2.3.5. Auditorías internas

La auditoría interna es una herramienta de gestión que permite identificar y corregir posibles deficiencias antes de que sean detectadas por fuentes externas a la

organización. A través de esta práctica, se asegura que lo que se declara hacer en la organización se esté llevando a cabo de manera efectiva.

En la *Figura 7.4* se muestra el proceso que sigue la empresa para llevar a cabo las auditorías internas.

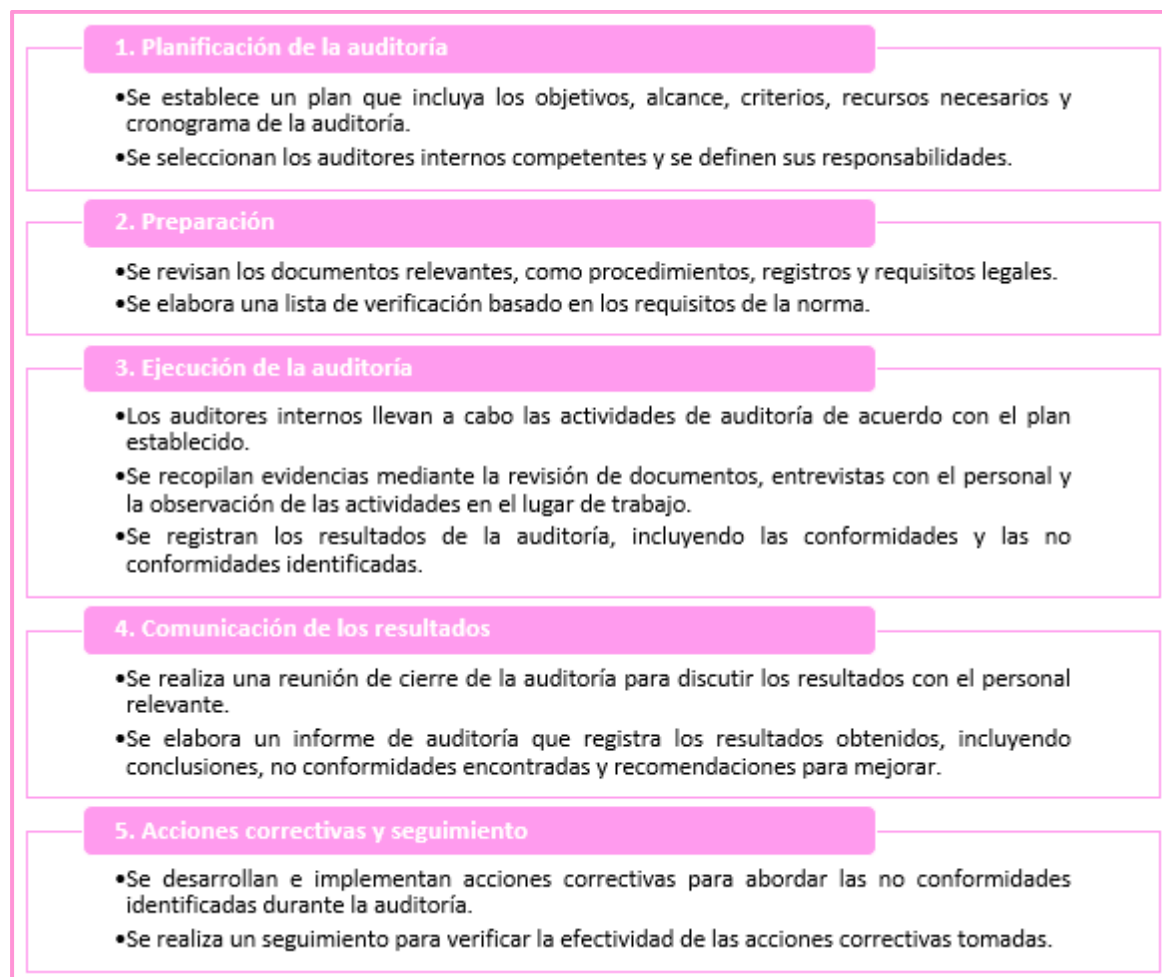


Figura 7.4. Esquema de auditoría interna.

7.2.4. Revisión por la dirección

Se propone que la dirección lleve a cabo anualmente una revisión periódica del Sistema de Gestión de Seguridad y Salud Ocupacional (SySO). Además, se identifican las acciones necesarias para corregir cualquier deficiencia que pueda surgir.

Esta revisión se basa en el análisis de los informes anuales, las estadísticas de accidentes y los resultados de las auditorías internas y externas realizadas a lo largo del año.

Finalmente, la dirección debe comunicar los resultados relevantes de las revisiones realizadas con los trabajadores y se debe mantener registros documentados como evidencia de los resultados obtenidos durante las revisiones realizadas por la dirección.

7.3. Gestión de la Calidad

La producción de biodiesel se presenta como una opción fundamental en la reducción de la utilización de los combustibles fósiles y en la mitigación del impacto ambiental. Sin embargo, para que esta industria logre mantener altos estándares de calidad y confiabilidad, es crucial la implementación de un plan de Gestión de Calidad.

La Norma ISO 9001, proporciona un marco para establecer Sistemas de Gestión de Calidad en las organizaciones. Al aplicar esta normativa a una empresa dedicada a la producción de biodiesel, se logra la excelencia operativa, la mejora continua y la satisfacción del cliente.

La Gestión de Calidad integra desde la identificación de los procesos críticos en la producción de biodiesel hasta el establecimiento de procedimientos para garantizar la calidad en cada etapa del proceso.

Desde la optimización de los procesos de producción hasta el fortalecimiento de la reputación de la empresa en el mercado, esta iniciativa no solo garantiza el cumplimiento de los estándares regulatorios, sino que también promueve la innovación y la competitividad en un sector en constante evolución.^[7.7]

7.3.1. Liderazgo

7.3.1.1. Liderazgo y compromiso

La dirección debe demostrar liderazgo y compromiso con respecto al Sistema de Gestión de la Calidad, asegurando que los objetivos de calidad sean coherentes con la dirección estratégica de la organización.

A su vez, se realizan revisiones del Sistema de Gestión de la Calidad para asegurar su seguimiento y mejora continua, proporcionando a la empresa los recursos necesarios para cumplir con los requisitos y garantizar la satisfacción del cliente.

7.3.1.1.1. Enfoque al cliente

La dirección debe garantizar que se determinen y cumplan los requisitos del cliente con el fin de aumentar su satisfacción. Por lo tanto, en la presente planta se implementan las siguientes medidas:

- Realizar encuestas de satisfacción del cliente.
- Revisar y responder a las inquietudes y sugerencias de los clientes.
- Asegurarse de que los productos cumplen con las especificaciones acordadas con los clientes.

7.3.1.2. Política

7.3.1.2.1. Establecimiento de la política de la calidad

La alta dirección tiene la responsabilidad de establecer, implementar y mantener una política de calidad que cumpla con varios criterios esenciales. En primer lugar, dicha política debe ser adecuada al propósito y contexto de la organización y apoyar su dirección estratégica. Además, debe proporcionar un marco de referencia para el establecimiento de los objetivos de calidad. La política también debe incluir un compromiso firme de cumplir con los requisitos aplicables. Finalmente, debe comprometerse con la mejora continua del Sistema de Gestión de la Calidad.

7.3.1.2.2. Comunicación de la política de la calidad

La alta dirección debe asegurarse que la política de calidad se comunique a todos los empleados, garantizando su comprensión y aplicación en las operaciones diarias. Se promueve la retroalimentación para mejoras continuas y se revisa regularmente su efectividad. Esto asegura un compromiso constante con la excelencia y la satisfacción del cliente.

7.3.1.3. Roles, responsabilidades y autoridades en la organización

En la planta, cada miembro del equipo tiene roles y responsabilidades definidos. Esto asegura que todos comprendan sus funciones en relación con la calidad de los productos o servicios. Esta estructura organizativa facilita la implementación eficaz del Sistema de Gestión de la Calidad (SGC) y contribuye a cumplir con los estándares de calidad y satisfacción del cliente.

En el Anexo 3 se muestra el organigrama de la empresa.

7.3.2. Planificación

7.3.2.1. Acciones para abordar riesgos y oportunidades

Al planificar el Sistema de Gestión de la Calidad, es esencial identificar los riesgos y oportunidades para asegurar los requisitos de producción, prevenir impactos no deseados y facilitar la mejora continua.

En la *Tabla 7.7* se presentan los riesgos, junto con sus respectivas consecuencias, que pueden surgir en la planta de biodiesel.

Tabla 7.7. Análisis de riesgos en la planta.

| Proceso | Riesgo | Consecuencia |
|-----------------------------------|--|---|
| Recepción de materias primas | Variabilidad en la calidad de las materias primas | Productos no conformes con las especificaciones |
| Producción | Fallos en equipos de producción | Producción diaria insuficiente por parada de la línea de producción |
| Control de calidad de los equipos | Falta de calibración de equipos de medición | Impacto en la calidad de la producción |
| Almacenamiento | Contaminación de biodiesel por almacenamiento inadecuado | Degradación de la calidad del biodiesel |
| Envío de productos | Errores en el etiquetado y embalaje de productos | Entrega incorrecta de productos |

A partir de los riesgos detallados en la *Tabla 7.7*, se lleva a cabo una clasificación cualitativa mediante una matriz 3x3. En esta matriz, se le atribuye a cada uno un nivel de riesgo (*Tabla 7.4*) asignado tras analizar tanto la probabilidad de ocurrencia como sus consecuencias asociadas. Esto se muestra en la *Tabla 7.8*.

Probabilidad:

- Alta: riesgo que aparezca en 3 meses.
- Media: riesgo que aparezca en 1 año.
- Baja: riesgo que aparezca en 2 años.

Consecuencia:

- Baja: retrasa los procesos.
- Media: impacta en una parte del proceso.
- Alta: impacta sobre el resultado final.

Tabla 7.8. Clasificación de riesgos dentro de la matriz.

| | Consecuencia | | |
|--------------|--------------|--------------------|--|
| | Baja | Media | Alta |
| Probabilidad | Baja | Envío de productos | Control de calidad de los equipos |
| | Media | Producción | Recepción de materias primas Almacenamiento |
| | Alta | | |

Por último, en la *Tabla 7.9* se detallan las medidas implementadas en la planta para los niveles de riesgo que demandan acciones. Como se mencionó en el análisis de riesgo para la Gestión de Seguridad y Salud del Trabajo, se deben tomar medidas de control para los niveles de riesgos de tipo moderado, sustancial e intolerable.

Tabla 7.9. Medidas de control implementadas en la planta.

| Consecuencia | Medida de control |
|-----------------------------------|--|
| Control de calidad de los equipos | Realizar controles de calidad y calibraciones adicionales para verificar la precisión de los resultados. |
| Almacenamiento | Implementar prácticas de almacenamiento adecuadas, como el control de temperatura. |
| | Realizar inspecciones periódicas para detectar y corregir posibles fugas o derrames. |
| Recepción de materias primas | Establecer especificaciones claras para las materias primas. |
| | Realizar análisis y pruebas de calidad de las materias primas al recibirlas y rechazarlas en caso de no cumplir el estándar. |
| | Identificar y calificar proveedores confiables. |

Además, se presentan las siguientes oportunidades, cuya consecuencia principal es garantizar la calidad del producto y asegurar su aceptación en el mercado.

Implementación de normas y estándares: Adherirse a normativas específicas de calidad para la producción de biodiesel, asegura la calidad del producto y su aceptación en el mercado.

Capacitación del personal: Proporcionar formación continua al personal en cuanto a buenas prácticas de producción, manejo de equipos y procedimientos de control de calidad garantiza la consistencia en la calidad del producto.

Alianzas para exportación: Establecer alianzas estratégicas con otras empresas o asociaciones comerciales puede facilitar la entrada a nuevos mercados internacionales para la planta de biodiesel. Esto podría implicar asociarse con distribuidores locales en mercados extranjeros, participar en ferias comerciales internacionales o colaborar con empresas de logística para mejorar la distribución global del producto.

7.3.2.2. Objetivos de la calidad y planificación para lograrlos

Uno de los principales objetivos de la planta de biodiesel es asegurar la calidad de los productos. Para lograrlo, se implementan las medidas mencionadas anteriormente, tales como realizar un control riguroso de los productos intermedios y finales en los tiempos establecidos por el área de calidad, además de garantizar un mantenimiento adecuado de los equipos, responsabilidad del área de producción.

Además, es importante señalar que, en caso de establecerse nuevos objetivos de calidad, se requerirá la implementación de nuevas medidas de planificación para garantizar su cumplimiento.

7.3.2.3. Planificación de los cambios

Cuando la organización identifica la necesidad de cambios en su Sistema de Gestión de la Calidad, es fundamental llevar a cabo estos cambios de manera planificada. Esto implica contemplar aspectos como la disponibilidad de recursos, la asignación o reasignación de responsabilidades y autoridades, el propósito de los cambios y sus posibles consecuencias, así como la integridad del Sistema de Gestión de la Calidad. Una planificación adecuada garantiza una implementación efectiva de los cambios, contribuyendo así a la mejora continua del Sistema de Gestión de la Calidad.

En la *Tabla 7.10* se presenta un ejemplo ilustrativo de planificación de los cambios.

Tabla 7.10. Ejemplo de planificación de cambios.

| Objetivo modificado | Actividad para planificarlo |
|---|---|
| Reducción de un 20% en los tiempos de entrega al cliente. | Estudiar la logística de distribución |
| | Implementar un mecanismo de planificación y armado de pedidos por sectores geográficos |
| | Implementar un programa conectado a GPS que planifique las mejores vías de distribución |

7.3.3. Apoyo

7.3.3.1. Recursos

La organización asegura y asigna los recursos necesarios para establecer, implementar, mantener y mejorar continuamente su Sistema de Gestión de la Calidad. En este sentido, se consideran los siguientes aspectos:

Personas: La organización asegura la disponibilidad de personal cualificado para implementar eficazmente su Sistema de Gestión de la Calidad y para operar y controlar sus procesos. Cabe destacar que los empleados poseen la formación y experiencia necesarias para cumplir con sus responsabilidades de manera competente.

Infraestructura: Como se mencionó en el capítulo 1, la empresa se encuentra ubicada en un parque industrial que ofrece todos los servicios necesarios y un espacio adecuado para el desarrollo de sus actividades. Además, cada área dispone de las herramientas y equipos esenciales para desempeñar sus tareas de manera eficiente.

Ambiente para la operación de los procesos: La organización determina, proporciona y mantiene el ambiente necesario para la operación y logra la conformidad de productos y servicios, teniendo en cuenta los siguientes factores:

- Sociales: uno de los objetivos de la empresa es crear un ambiente no discriminatorio.
- Psicológicos: la empresa dispone de un equipo de psicólogos al que los empleados pueden acudir en caso de necesitar apoyo o asistencia.
- Físicos: la organización lleva a cabo una supervisión constante de la temperatura, humedad, iluminación, circulación de aire, higiene y niveles de ruido para garantizar un entorno laboral estable y confortable.

Recursos de seguimiento y medición: En la planta se trabaja con variables que requieren medición constante, como la presión y la temperatura. Por ello, se realiza una calibración de los instrumentos, garantizando la fiabilidad de las medidas. La verificación de estos equipos es realizada por un analista certificado para llevar a cabo esta tarea.

Conocimientos de la organización: En la empresa, el conocimiento organizacional se obtiene continuamente a partir de la interacción de diversas fuentes. Entre las principales fuentes internas se encuentran el aprendizaje a partir de fracasos y éxitos anteriores, así como la experiencia de expertos dentro de la empresa. Entre las fuentes externas destacan las normas, manuales, avances científicos y la información de clientes y proveedores.

7.3.3.2. Competencia

La empresa establece descripciones detalladas para cada puesto de trabajo y desarrolla planes de capacitación específicos para sus empleados. Al finalizar cada plan de capacitación, se realiza una evaluación para medir su eficacia. Asimismo, cuando ingresan nuevos empleados, se les asigna un tutor adecuado a su área para facilitar su integración.

Además, la empresa mantiene registros apropiados que demuestran la competencia y formación del personal.

7.3.3.3. Toma de conciencia

La empresa se encarga de que todos los empleados comprendan la política de calidad y los objetivos de la organización. Deben reconocer su contribución a la eficacia del Sistema de Gestión de la Calidad y entender los beneficios de mejorar el desempeño. Además, ser conscientes de las implicaciones del incumplimiento de los requisitos del Sistema de Gestión de la Calidad.

7.3.3.4. Comunicación

La empresa destaca la importancia de la comunicación, tanto interna como externa. La comunicación externa es responsabilidad del gerente comercial (Anexo 3). En cuanto a la comunicación interna, cada área cuenta con un responsable a quien se debe informar cualquier aspecto relevante.

Es fundamental mantener un registro de esta información, por lo que cada área debe completar la *Tabla 7.11*.

Tabla 7.11. Registro para la comunicación interna y externa.

| Aspecto para comunicar | Responsable de comunicación | ¿A quién comunica? | ¿Cuándo comunica? | Estrategias y medios |
|------------------------------------|-----------------------------|--------------------------------------|---------------------------------|---|
| Resultados de auditoría de calidad | Jefe de Control de Calidad | Gerencia, Supervisores de Producción | Después de cada auditoría anual | Reuniones presenciales, informes escritos, correos electrónicos |
| | | | | |

7.3.3.5. Información documentada

La empresa tiene en cuenta los siguientes ítems para la organización de la información documentada.

1. Todos los documentos de calidad empleados en la empresa son aprobados por la dirección y clasificados como internos o externos.
2. Una vez aprobados los documentos, el responsable de calidad los registra, incluyendo el código, título, estado de revisión y fecha de aprobación.
3. Se distribuye digitalmente los archivos de procedimiento a los empleados de acuerdo con su área de trabajo. Los documentos que no correspondan a su área estarán protegidos para impedir su acceso y lectura no autorizada. En caso de que necesiten acceder a estos documentos, se deberán comunicar con el responsable de la correspondiente área.

7.3.4. Operación

7.3.4.1. Planificación y control operacional

En la planta de biodiesel, se establecen procesos operativos eficientes para garantizar la calidad del producto final. A continuación, se describen las etapas fundamentales:

Determinación de Procesos Operativos: en la planta es fundamental identificar todos los procesos involucrados en la producción, desde la recepción de la materia prima

hasta el despacho del producto final. Para una mejor comprensión y gestión, se elaboran diagramas de flujo de procesos que permiten visualizar las etapas y actividades de cada uno de estos procesos, tal como se muestra en el Anexo 1.

Planificación de Procesos Operativos: para optimizar la producción de biodiesel se establecen objetivos claros y medibles para cada proceso, alineados con los requisitos de los clientes y las regulaciones aplicables. Es por ello que se definen los recursos necesarios para cada proceso, incluyendo personal, equipos, materiales y métodos. Además, se documentan los procedimientos que detallan las instrucciones paso a paso para la realización de cada proceso.

Control de Procesos Operativos: se monitorea y evalúa el desempeño de los procesos, implementando acciones correctivas y preventivas cuando sea necesario. Se llevan a cabo auditorías internas periódicas para garantizar la eficacia del sistema y se controlan los parámetros críticos del proceso, como temperatura y presión, y se realizan pruebas de laboratorio para verificar la calidad del biodiesel. Además, se mantienen registros detallados de todas las actividades de control de calidad.

7.3.4.2. Requisitos para los productos y servicios

Comunicación con el cliente: el área comercial se dedica a interactuar con los clientes, ya sea brindando información detallada sobre los productos o escuchando sus opiniones y sugerencias, registrándolas para su consideración.

Determinación de los requisitos para los productos y servicios: en la *Tabla 1.5* y la *Tabla 1.6* se detallan los requisitos que el glicerol y el biodiesel deben cumplir respectivamente, según las normativas legales y reglamentarias aplicables a la planta de biodiesel en cuestión.

Revisión de los requisitos para los productos y servicios: dado que los requisitos de calidad están establecidos por normativas, la empresa lleva a cabo análisis periódicos para estar al tanto de posibles actualizaciones en la legislación vigente.

Cambios en los requisitos para los productos y servicios: en caso de actualizaciones, la empresa documenta los cambios y concientiza a los empleados sobre las modificaciones en el proceso para garantizar una implementación efectiva y un cumplimiento continuo de los requisitos normativos.

7.3.4.3. Diseño y desarrollo de los productos y servicios

En primer lugar, la empresa evalúa la complejidad y duración de las actividades de diseño y desarrollo. En la planta, esto abarca la evaluación de tecnologías de conversión, tiempos de reacción química y cualquier innovación tecnológica.

Además, se asignan las responsabilidades a los empleados según el organigrama del Anexo 3, asegurando los recursos internos y externos necesarios.

Durante este proceso, se consideran los requisitos para la provisión futura de productos y servicios, garantizando que el diseño facilite la producción, distribución y uso de los productos de biodiesel.

Finalmente, se mantiene información documentada para demostrar el cumplimiento de los requisitos del diseño y desarrollo. Esto incluye registros detallados de cada etapa del proceso, resultados de las verificaciones y validaciones, y cualquier cambio realizado durante el desarrollo.

Entradas para el diseño y desarrollo

Para iniciar el proceso de diseño y desarrollo, la empresa realiza un estudio preliminar. Este estudio se basa en las experiencias de otras empresas del sector, así como en los requisitos legales y normativos pertinentes.

Controles del diseño y desarrollo

El área de Gestión de Calidad realiza periódicamente verificaciones para asegurar el cumplimiento de las salidas de diseño y los requisitos de entrada. En caso de detectar algún problema durante estas revisiones, se procede a evaluar las acciones necesarias para remediar la situación. Finalmente, se mantiene un registro de los resultados obtenidos en cada validación realizada.

Salidas del diseño y desarrollo

En este apartado, la empresa analiza los productos, servicios o documentos generados como consecuencia de aplicar las entradas y realizar las actividades planificadas en el proceso de diseño y desarrollo. Algunas de las salidas que se consideran en la planta en cuestión son:

- Especificaciones técnicas detalladas del biodiesel producido.
- Procedimientos de producción y control de calidad.
- Documentación de pruebas y validaciones realizadas.
- Informes de cumplimiento de normativas legales y reglamentarias.
- Planes de producción y distribución del biodiesel.
- Manuales de operación y mantenimiento de los equipos de producción.
- Productos finales listos para ser comercializados.

Cambios del diseño y desarrollo

Cualquier variación en el diseño y desarrollo, ya sea en las entradas o salidas, debe ser aprobada por la dirección y luego documentada en un registro de cambios.

7.3.4.4. Control de los procesos, productos y servicios suministrados externamente

En la *Figura 7.5* se muestran los pasos que sigue la empresa a partir de los productos que se proveen externamente, como la materia prima.

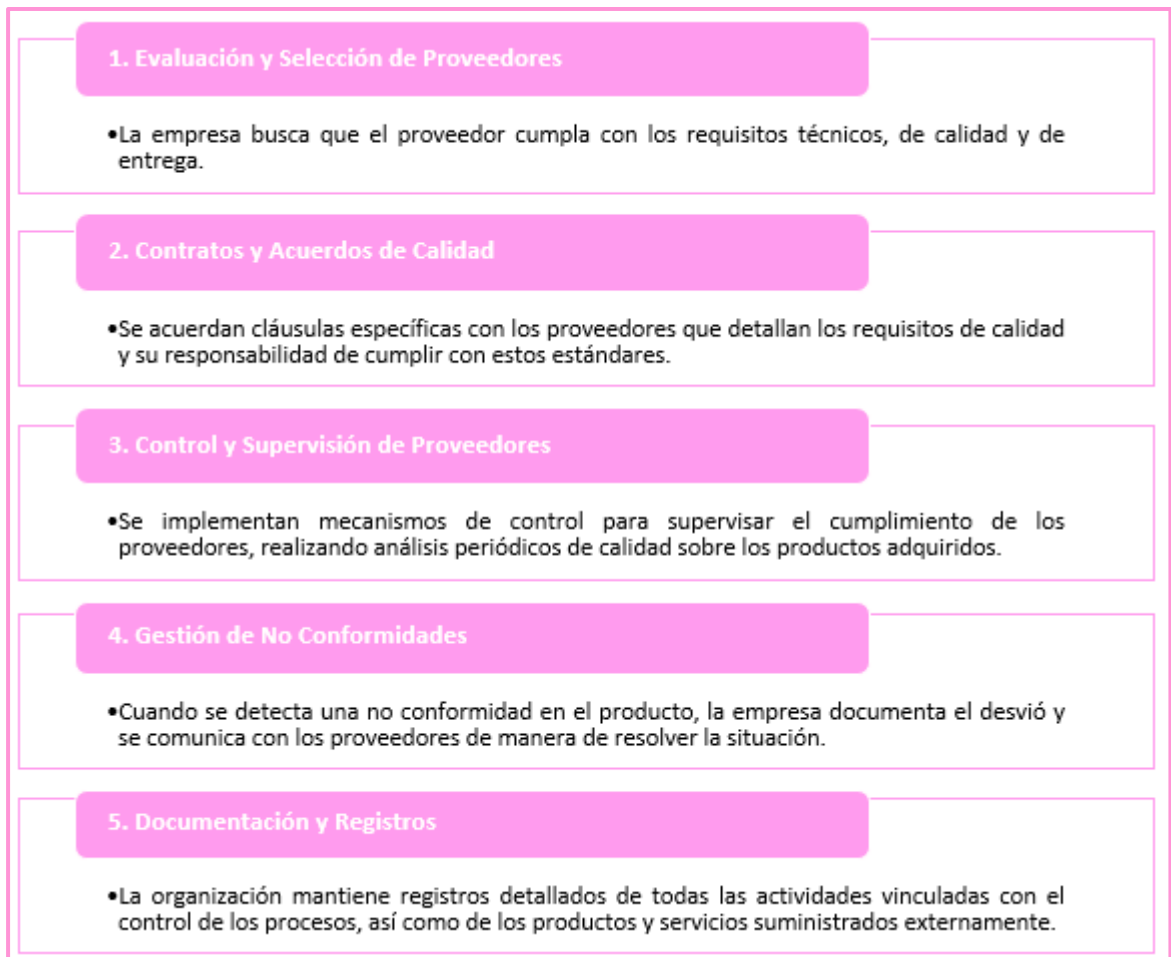


Figura 7.5. Esquema del control de los productos suministrados externamente.

7.3.4.5. Producción y provisión del servicio

Control de la producción y de la provisión del servicio: el área de aseguramiento de la calidad de la planta realiza verificaciones periódicas para validar y documentar los procesos que se llevan a cabo, garantizando así la conformidad y eficiencia de las operaciones.

Identificación y trazabilidad: la empresa identifica los productos generados para garantizar una trazabilidad sencilla y efectiva. Para lograrlo, el área de producción completa una planilla que permite la identificación precisa de cada producto y de las materias primas empleadas.

Preservación: la empresa dispone de un almacenamiento diseñado para conservar los productos en condiciones óptimas. Este espacio está controlado, manteniendo niveles

específicos de temperatura y humedad, con el fin de garantizar que la calidad de los productos no se vea comprometida en ningún momento.

Control de los cambios: de manera similar al procedimiento descrito en “*Cambios en los requisitos para los productos y servicios*”, se documentan las modificaciones implementadas.

7.3.4.6. Liberación de los productos y servicios

Como se mencionó anteriormente, el área de producción de la empresa mantiene un registro de la liberación de los productos. Esta planilla no solo documenta dicho proceso, sino que también respalda la evidencia de conformidad con los criterios de aceptación, asegurando así la trazabilidad a las personas responsables de autorizar la liberación.

7.3.4.7. Control de las salidas no conformes

En caso de que un producto presente alguna no conformidad, la empresa lleva a cabo un registro detallado de los acontecimientos. Posteriormente, se procede a separar y etiquetar el producto que no cumple con los requisitos establecidos. Además, se comunica esta situación a las áreas pertinentes con el fin de investigar la causa subyacente y tomar medidas correctivas efectivas para prevenir su recurrencia.

7.3.5. Evaluación del desempeño

7.3.5.1. Seguimiento, medición, análisis y evaluación

Satisfacción del cliente

La organización se compromete a obtener información sobre la satisfacción del cliente a través de diversos métodos. En primer lugar, se realizan encuestas de satisfacción de manera regular para recopilar opiniones de los clientes sobre la calidad del biodiesel, los tiempos de entrega y el servicio al cliente. Además, se registran y se analizan todos los reclamos recibidos con el fin de identificar áreas de mejora y tomar acciones correctivas.

Análisis y evaluación

La planta de biodiesel realizará un análisis exhaustivo de los datos de satisfacción del cliente. Este proceso incluye analizar tendencias para identificar patrones y cambios en la satisfacción a lo largo del tiempo, revisar periódicamente los datos en reuniones de gestión para discutir resultados y planificar acciones correctivas y preventivas, y comparar los resultados con los objetivos establecidos para determinar si se están cumpliendo las expectativas y metas de la empresa.

7.3.5.2. Auditoría interna

En esta sección, el área del Sistema de Gestión de Calidad tiene como objetivo seguir el esquema planteado en la *Figura 7.4* del Sistema de Gestión de Seguridad y Salud en el Trabajo.

7.3.5.3. Revisión por la dirección

Entradas de la revisión por la dirección

La dirección de la empresa debe analizar las diferentes entradas de información mencionadas a continuación.

- **Resultados de auditorías internas y externas:** información sobre la conformidad del SGC obtenida a través de auditorías internas y externas, incluyendo no conformidades y acciones correctivas.
- **Retroalimentación de los clientes:** datos sobre la satisfacción del cliente, incluyendo resultados de encuestas, quejas, reclamaciones y comentarios directos de los clientes.
- **Desempeño de los procesos y conformidad de los productos:** evaluaciones del rendimiento de los procesos clave de producción, logística y control de calidad, así como la conformidad de los productos de biodiesel con las especificaciones.
- **Estado de las acciones correctivas y preventivas:** información sobre la implementación y efectividad de las acciones correctivas y preventivas tomadas para resolver problemas y prevenir su recurrencia.
- **Desempeño de los proveedores:** evaluaciones del rendimiento de los proveedores en términos de calidad, entrega y cumplimiento de los requisitos establecidos por la planta.
- **Cumplimiento de los objetivos de calidad:** evaluaciones sobre el grado de cumplimiento de los objetivos de calidad establecidos y la relevancia continua de estos objetivos.

Salidas de la revisión por la dirección

Para la planta de biodiesel, las salidas de la revisión por la dirección incluyen la identificación y asignación de recursos necesarios, como capacitación, tecnología, personal y financiamiento. Se establecen acciones correctivas y preventivas para resolver no conformidades y prevenir problemas futuros, asegurando el cumplimiento continuo de los requisitos.

Además, se revisa y actualiza la política y los objetivos de calidad, estableciendo nuevos objetivos si es necesario. Se identifican oportunidades de mejora basadas en datos de satisfacción del cliente y desempeño de procesos, y se planifican estrategias para aprovechar estas oportunidades.

Por último, se desarrollan planes para implementar los cambios necesarios en el SGC, incluyendo responsables, plazos y recursos, y se establecen estrategias para comunicar y gestionar estos cambios dentro de la organización.

7.3.6. Mejora

7.3.6.1. No conformidad y acción correctiva

Si la empresa detecta una no conformidad en el proceso de producción de biodiesel, se procede a realizar un análisis sobre tal siguiendo el esquema detallado de la *Figura 7.6*.

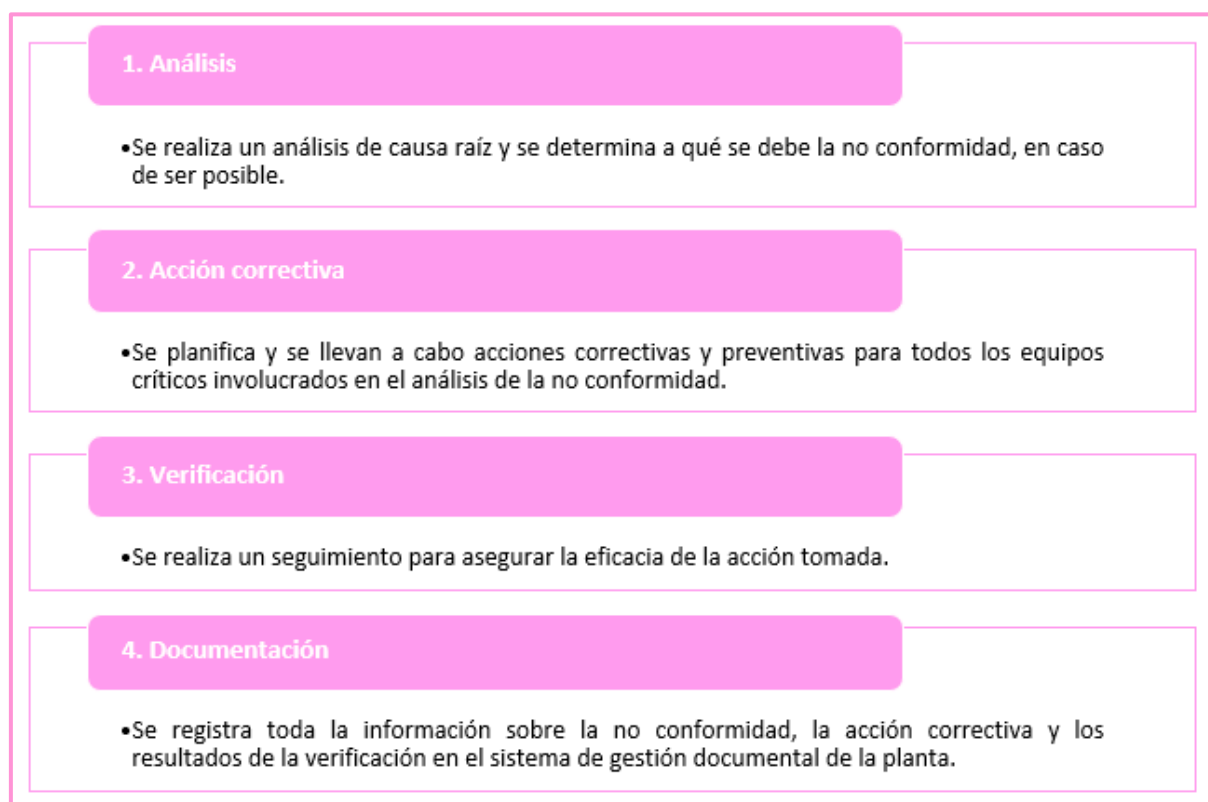


Figura 7.6. Esquema a seguir ante una no conformidad.

7.3.6.2. Mejora continua

La organización busca mejorar continuamente la eficacia del Sistema de Gestión de la Calidad. Para ello, se consideran los resultados del análisis y la evaluación, así como las salidas de la revisión por la dirección, con el fin de identificar necesidades y oportunidades para la mejora continua.

7.4. Gestión Ambiental

En el contexto actual de creciente conciencia ambiental y regulaciones cada vez más estrictas, las empresas del sector energético, y específicamente las productoras de biodiesel, enfrentan el desafío de minimizar su impacto ambiental. Para abordar este desafío de manera efectiva,

muchas organizaciones adoptan un Sistema de Gestión Ambiental (SGA) basado en la norma ISO 14001.

La norma ISO 14001 es un estándar internacional que proporciona un marco para el desarrollo de un SGA efectivo. Este estándar ayuda a las empresas a identificar, gestionar y reducir sus impactos ambientales, garantizando el cumplimiento de las leyes y regulaciones pertinentes, así como la mejora continua en su desempeño ambiental.

En una empresa de biodiesel, el SGA se enfoca en varios aspectos críticos, como la gestión de residuos, la eficiencia en el uso de recursos, la reducción de emisiones y la implementación de tecnologías más limpias. La implementación de un SGA conforme a la norma ISO 14001 no solo asegura el cumplimiento legal, sino que también mejora la reputación de la empresa, aumenta su eficiencia operativa y contribuye al desarrollo sostenible.

En este documento, se analiza la implementación y gestión del SGA en una planta de producción de biodiesel, destacando los principales elementos y beneficios de seguir la norma ISO 14001.^[7,8]

7.4.1. Planificación

7.4.1.1. Acciones para tratar riesgos asociados con amenazas y oportunidades

El Sistema de Gestión Ambiental de la empresa evalúa cómo los diferentes aspectos ambientales influyen en su desempeño. Es esencial identificar cuáles de estos aspectos pueden ser controlados, estableciendo sus respectivos impactos ambientales. Para ello, se debe llevar a cabo una revisión de las instalaciones y de los diagramas de proceso. Esta sección implica enumerar y clasificar los aspectos según su impacto, considerando la contaminación del aire, el agua y el suelo, la generación de residuos peligrosos y no peligrosos, la contaminación sonora y el uso de recursos. La evaluación del impacto ambiental se realiza siguiendo la *Tabla 7.12*.^[7,9]

Tabla 7.12. Evaluación del impacto de los aspectos ambientales.

| Variable | Puntaje |
|--|---------|
| Consecuencia (C) | |
| Incidencia ambiental no relevante | 1,7 |
| Impacto ambiental relevante que excede los niveles de referencia de calidad ambiental y no tiene efectos permanentes | 3 |
| Impacto ambiental grave que puede afectar al entorno de la propiedad y a terceros | 7 |
| Impacto ambiental muy grave. Existe alta probabilidad de impacto residual permanente | 16 |

| | |
|---|----------|
| Impacto ambiental catastrófico y pérdidas de recursos y servicios ambientales | 40 |
| Impacto ambiental catastrófico, de gran extensión y con pérdida permanente de recursos. | 100 |
| Exposición (E) | |
| Muy rara Frecuencia: 1 vez cada 1000 años | 0,3 |
| Rara Frecuencia: 1 vez cada 100 años | 0,6 |
| Poco usual Frecuencia: 1 vez cada 10 años | 1,2 |
| Ocasional Frecuencia: 1 vez al año | 2,5 |
| Frecuencia: Entre 1 y 10 veces al año | 5 |
| Frecuencia: Mas de 10 veces al año y menos de 10 veces al mes | 10 |
| Probabilidad (L) | |
| Prácticamente imposible: 1 cada 100.000 | 0,3 |
| Altamente imposible: 1 cada 10.000 | 0,6 |
| Remotamente posible: 1 cada 1000 | 1,2 |
| Poco usual: 1 cada 100 | 2,5 |
| Posible: 1 cada 10 | 5 |
| Casi seguro: Cada vez que ocurre el suceso iniciador ocurre la consecuencia | 10 |
| Riesgo (R) = C x E x L | |
| Bajo | R<14 |
| Moderado | 14<R<35 |
| Alto | 35<R<82 |
| Urgente | 82<R<350 |
| Extremo | R>350 |

En la *Tabla 7.13* se presenta la evaluación realizada para la planta de producción de biodiesel, donde se asignan medidas de control a aquellos aspectos ambientales que requieren tratamiento. Se consideró que los aspectos que requieren de estas medidas son aquellos que tienen un riesgo de moderado a extremo.

Tabla 7.13. Análisis de los impactos ambientales.

| Aspecto ambiental | Impacto ambiental | C | E | L | R | Medida de control |
|-------------------|--------------------------------|----|-----|-----|------|-------------------|
| Consumo de agua | Agotamiento de recurso natural | 16 | 0,6 | 0,3 | 2,88 | - |

| Aspecto ambiental | Impacto ambiental | C | E | L | R | Medida de control |
|---|---------------------------------|-----|-----|-----|------|--|
| Consumo de energía | Agotamiento de recurso natural | 16 | 0,6 | 0,3 | 2,88 | - |
| Desecho de las corrientes de residuo | Contaminación del agua | 7 | 5 | 1,2 | 42 | Verificación de parámetros de vuelco Diseñar un sistema de tratamiento de efluentes óptimo |
| Generación de residuos sólidos (administrativos, sal resultante de la neutralización) | Contaminación del suelo | 7 | 5 | 1,2 | 42 | Fomentar el reciclaje y reutilización cuando sea posible |
| Generación de emisiones atmosféricas (vehículos para la distribución) | Contaminación del aire | 7 | 10 | 5 | 350 | Mejorar la logística para reducir la cantidad de vehículos Implementar el uso de vehículos eléctricos o evaluar el uso de biocombustibles |
| Generación de emisiones atmosféricas (gases de combustión) | Contaminación del aire | 7 | 10 | 5 | 350 | Tratamiento de efluentes gaseosos |
| Generación de ruido (por eyectores, bombas, ventilador de la torre de enfriamiento, quemador de la caldera) | Contaminación sonora | 1,7 | 10 | 5 | 85 | Incorporar aislantes sonoros y el uso de EPP |
| Consumo de gas natural | Agotamiento del recurso natural | 16 | 0,6 | 0,3 | 2,88 | - |

Por último, la organización identifica otros aspectos ambientales que representan una oportunidad, como la implementación de regulaciones que incentivan el uso de energías renovables y la adopción de nuevas tecnologías verdes. Es importante destacar que la empresa obtiene beneficios económicos por cumplir con ciertas legislaciones mencionadas anteriormente en el capítulo 1.

7.4.1.2. Objetivos ambientales y planificación para lograrlos

A continuación, se listan los objetivos ambientales que tiene la empresa junto con sus respectivos planes de acción.

Reducir las emisiones de gases

- ✓ **Plan:** auditar emisiones, implementar tecnologías eficientes, mejorar la eficiencia energética y capacitar al personal.

Optimizar el consumo de agua

- ✓ **Plan:** evaluar el uso del agua, implementar sistemas de recirculación, adoptar tecnologías de ahorro y promover prácticas de conservación.

Minimizar la generación de residuos

- ✓ **Plan:** auditar anualmente la cantidad de residuos, implementar programas de reciclaje, adoptar procesos que generen menos residuos, colaborar para reducir embalajes y capacitar al personal en gestión de residuos.

Aumentar el uso de energías renovables

- ✓ **Plan:** evaluar opciones de energías renovables, instalar paneles solares y sistemas eólicos, contratar proveedores de energía renovable y monitorear el consumo.

Promover la educación y concienciación ambiental

- ✓ **Plan:** Desarrollar programas de formación, establecer un equipo de liderazgo ambiental, fomentar la participación, comunicar avances y promover un canal de sugerencias.

7.4.2. Soporte

7.4.2.1. Recursos

La organización identifica y proporciona los recursos necesarios para el establecimiento, implementación, mantenimiento y mejora continua del Sistema de Gestión Ambiental. Por ejemplo, anualmente, se elabora un presupuesto que destina fondos a áreas específicas, incluyendo la adquisición de tecnologías limpias, la capacitación del personal y la ejecución de proyectos de mejora ambiental.

7.4.2.2. Competencia, toma de conciencia, comunicación e información documentada

En esta sección, el área del Sistema de Gestión Ambiental tiene como objetivo seguir los lineamientos descritos en el apartado 7.3.3 del Sistema de Gestión de Calidad, pero enfocándose en los aspectos ambientales.

7.4.3. Operación

7.4.3.1. Planificación y control operacional

La empresa ha desarrollado un plan de control operacional detallado, fundamentado en los riesgos identificados en la *Tabla 7.13*, junto con las medidas de control correspondientes. Este enfoque garantiza un control operacional efectivo y consistente.

Anualmente, se lleva a cabo un análisis del proceso de producción para identificar posibles riesgos emergentes y aplicar las medidas de control necesarias.

7.4.3.2. Preparación y respuesta ante emergencias

La empresa diseñó el presente protocolo (*Figura 7.7*) que tiene como objetivo establecer procedimientos claros y acciones específicas para responder de manera efectiva a situaciones de emergencia ambiental en la planta de biodiesel. El objetivo principal es minimizar los impactos ambientales adversos y proteger la salud y seguridad de los trabajadores y la comunidad circundante.



Figura 7.7. Protocolo ante emergencias.

7.4.4. Evaluación de desempeño

7.4.4.1. Seguimiento, medición, análisis y evaluación

La empresa se encarga de medir diversas variables y evaluar los resultados para verificar su cumplimiento con los requisitos legales establecidos para la provincia de Santa Fe (Resolución 1089). Por ejemplo, en la *Tabla 7.14* se presentan algunos de los parámetros que deben ser analizados según la resolución para efluentes cloacales.^[7.10]

Tabla 7.14. Parámetros a analizar con los límites admisibles.

| Parámetro | Límites obligatorios para la descarga |
|---------------------|---------------------------------------|
| Temperatura | 45°C |
| pH | 7,5 – 8,5 |
| Sólidos suspendidos | 60 ppm |
| DBO ₅ | 50 mg/L |

Además, la empresa ha implementado el uso de dos indicadores ambientales clave para monitorear el proceso productivo actual. Estos indicadores permiten realizar comparaciones año tras año respecto al consumo de recursos en la planta. En la *Tabla 7.15* se detallan los consumos específicos cuando la planta opera al 100% de su capacidad.

Tabla 7.15. Indicadores ambientales.

| Indicador | Valor del proceso |
|--|-------------------|
| Consumo de agua [m ³ /tn biodiesel] | 3,16 |
| Consumo energético [kWh/tn biodiesel] | 119 |

7.4.4.2. Auditoría interna

En esta sección, el área del Sistema de Gestión Ambiental tiene como objetivo seguir el esquema planteado en la *Figura 7.4* del Sistema de Gestión de Seguridad y Salud en el Trabajo.

7.4.4.3. Revisión de la dirección

Se propone que la dirección realice una revisión anual del Sistema de Gestión Ambiental. Además, se determinarán las acciones necesarias para corregir cualquier deficiencia que se presente.

Esta revisión se fundamenta en el análisis de los informes anuales, los indicadores ambientales y los resultados de las auditorías internas y externas realizadas durante el año.

Finalmente, la dirección debe comunicar los resultados relevantes de las revisiones a los trabajadores y mantener registros documentados como evidencia de los resultados obtenidos durante las revisiones.

7.4.5. Mejora

7.4.5.1. No conformidades y acciones correctivas

La empresa sigue los pasos establecidos en la *Figura 7.6.* presentada en el apartado 7.3.6.1.

7.4.5.2. Mejora continua

La organización busca mejorar continuamente la eficacia del Sistema de Gestión Ambiental. Para ello, se consideran los resultados del análisis y la evaluación, así como las salidas de la revisión por la dirección, con el fin de identificar necesidades y oportunidades para la mejora continua.

7.5. Conclusión

Contar con un plan de gestión integral que abarque seguridad y salud, calidad y aspectos ambientales en una empresa de biodiesel ofrece múltiples beneficios. En primer lugar, garantiza un entorno de trabajo seguro y saludable para los empleados, reduciendo el riesgo de accidentes y enfermedades laborales.

En términos de calidad, un Sistema de Gestión bien implementado asegura que los productos y subproductos de la planta cumplan con los estándares más altos, satisfaciendo las expectativas de los clientes y fortaleciendo la reputación de la empresa en el mercado. La consistencia en la calidad del producto puede llevar a una mayor satisfacción del cliente y a una ventaja competitiva.

Desde una perspectiva ambiental, la gestión integral asegura que la empresa minimice su impacto ambiental mediante la reducción de emisiones, el manejo adecuado de residuos y la optimización del uso de recursos. Esto no solo ayuda a cumplir con las regulaciones ambientales, sino que también mejora la sostenibilidad a largo plazo y la aceptación social de la empresa.

En conclusión, un plan de gestión integral promueve un entorno laboral seguro, productos de alta calidad y prácticas ambientales responsables, lo cual puede resultar en una mayor eficiencia operativa, cumplimiento normativo, y una reputación fortalecida en el mercado. Esto contribuye al crecimiento sostenible y al éxito a largo plazo de la planta de biodiesel.

7.6. Bibliografía capítulo 7

7.1. "OHSAS 18001. Sistemas de Gestión de la Seguridad y Salud en el Trabajo". 2007.

7.2. "ISO 45001. Sistemas de Gestión de la Seguridad y Salud en el trabajo". 2018.

7.3. Superintendencia de Riesgo del Trabajo. "Programa anual de prevención de riesgos laborales". Argentina. 2019. Recuperado de:

http://publicaciones.srt.gob.ar/Publicaciones/2019/06_guia_prl_ok.pdf

7.4. Ministerio de trabajo y asuntos sociales. “Evaluación de Riesgos Laborales”. España. Recuperado de:

https://www.insst.es/documents/94886/96076/Evaluacion_riesgos.pdf/1371c8cb-7321-48c0-880b-611f6f380c1d

7.5. Secretaría de Trabajo Manual de Seguridad y Salud Ocupacional. “Procedimiento de respuesta ante emergencias”. Universidad Nacional De Río Cuarto. 2014. Recuperado de:

<https://www.unrc.edu.ar/unrc/trabajo/docs/procedimientos/proced-emergencia.pdf>

7.6. Gonzalez, F. “Pasos para implementar un exitoso plan de evacuación y emergencia”. DataScope. 2023. Recuperado de: <https://datascope.io/es/blog/como-implementar-un-exitoso-plan-de-evacuacion-y-emergencia/>

7.7. “ISO 9001. Sistemas de gestión de la calidad”. 2008.

7.8. “ISO 14001. Sistemas de Gestión Ambiental”. 2015.

7.9. Pan American Energy. “Análisis de Riesgo Ambiental”. Argentina. 2021. Recuperado de:

https://ambiente.neuquen.gov.ar/wp-content/uploads/2021/08/ARA_CPF_CASE-II.pdf

7.10. Gobierno de Santa Fe. “Resolución N° 1089/82 - Reglamento para el control del vertimiento de líquidos residuales”. Argentina. Recuperado de:

<https://www.santafe.gov.ar/index.php/web/content/download/22767/111069/file/Resoluci%C3%B3n%20N%C2%BA%201089-82.pdf>

Conclusión del proyecto

En el presente trabajo, se llevó a cabo un análisis exhaustivo sobre la viabilidad de una planta de producción de biodiesel, abarcando tanto el estudio de mercado como los aspectos técnicos relacionados con su diseño y operación. A través del estudio de mercado, se determinó que existe una demanda significativa para la implementación de este tipo de plantas, aunque el contexto económico y regulatorio actual plantea ciertos desafíos.

En cuanto a la producción de biodiesel, se pudo identificar la mejor ruta química para su fabricación, considerando tanto la disponibilidad de materias primas como la eficiencia del proceso. Además, se determinó la ubicación óptima de la planta, lo que permite un acceso eficiente a las fuentes de insumos y a los mercados de consumo.

El diseño del esquema de la planta fue definido, incluyendo la disposición de los equipos y las principales corrientes del proceso. No obstante, tras una evaluación detallada de los costos operativos y las condiciones actuales del mercado, se concluyó que el proyecto no es económicamente viable en este momento. Sin embargo, el análisis histórico revela que, en años anteriores, bajo diferentes circunstancias de mercado, el proyecto había resultado aceptable. Esto sugiere que la viabilidad de la planta está sujeta a las fluctuaciones del entorno económico y a la evolución de la demanda de biodiesel.

Finalmente, se identificaron posibles mejoras para optimizar el proceso. Entre ellas, se propone la recirculación de la corriente de triglicéridos (P7) hacia el primer reactor, lo que podría mejorar la conversión y eficiencia del proceso. Además, se sugiere la recirculación de la corriente de agua (P14) hacia el extractor líquido-líquido, lo que permitiría un uso más eficiente de los recursos y reduciría los desechos líquidos generados.

Con estas modificaciones, se espera que el proceso de producción de biodiesel pueda ser más eficiente y competitivo, lo que mejoraría su viabilidad en futuros análisis económicos.

Anexo 2 - Cuadro de fuentes y usos de fondos

| Año | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|---------------------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| % de operación | 70,00% | 80,00% | 90,00% | 100,00% | 100,00% | 100,00% | 100,00% | 100,00% | 100,00% | 100,00% |
| Fuentes | | | | | | | | | | |
| Capital propio | 88.554.025 | | | | | | | | | |
| Ventas netas de Biodiesel | 88.195.808 | 100.795.209 | 113.394.610 | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 |
| Ventas netas de glicerol | 5.745.245 | 6.565.994 | 7.386.743 | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 |
| Subtotal A | 182.495.077 | 107.361.203 | 120.781.353 | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 |
| Usos | | | | | | | | | | |
| Activo fijo | 80.503.659 | | | | | | | | | |
| Activo de trabajo | 8.050.366 | | | | | | | | | |
| Costos de producción | 96.625.116 | 108.962.418 | 121.299.720 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 |
| Subtotal B | 185.179.141 | 108.962.418 | 121.299.720 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 |
| Resumen | | | | | | | | | | |
| BNAI=A-B | -2.684.064 | -1.601.216 | -518.367 | 564.481 | 564.481 | 564.481 | 564.481 | 564.481 | 564.481 | 564.481 |
| Impuestos a las ganancias | -1.538.647 | -1.245.254 | -951.861 | -658.467 | -658.467 | -658.467 | -658.467 | -658.467 | -658.467 | -658.467 |
| BN | -1.145.417 | -355.962 | 433.493 | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 |
| Depreciación interna | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 |
| Flujo de caja (FC) | | | | | | | | | | |
| Flujo de caja (FC) | 2.445.745 | 3.235.200 | 4.024.654 | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 |

| Año | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
|---------------------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| % de operación | 100,00% | 100,00% | 100,00% | 100,00% | 100,00% | 100,00% | 100,00% | 100,00% | 100,00% | 100,00% |
| Fuentes | | | | | | | | | | |
| Capital propio | | | | | | | | | | |
| Ventas netas de Biodiesel | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 | 125.994.011 |
| Ventas netas de glicerol | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 | 8.207.492 |
| Subtotal A | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 | 134.201.503 |
| Usos | | | | | | | | | | |
| Activo fijo | | | | | | | | | | |
| Activo de trabajo | | | | | | | | | | |
| Costos de producción | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 |
| Subtotal B | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 | 133.637.022 |
| Resumen | | | | | | | | | | |
| BNAI=A-B | 564.481 | 564.481 | 564.481 | 564.481 | 564.481 | 564.481 | 564.481 | 564.481 | 564.481 | 564.481 |
| Impuestos a las ganancias | -658.467 | -658.467 | -658.467 | -658.467 | -658.467 | -658.467 | -658.467 | -658.467 | -658.467 | -658.467 |
| BN | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 | 1.222.948 |
| Depreciación interna | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 | 3.591.161 |
| Flujo de caja | | | | | | | | | | |
| Flujo de caja (FC) | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 | 4.814.109 |

Anexo 3 - Organigrama de la empresa

