



Diseño de una planta de producción de biodiesel

Proyecto final para optar al grado de Ingeniero Químico

Autor: Manuel Martínez
Email: manoletemartinez1997@gmail.com

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

Mar del Plata, Noviembre 2024

Trabajo final de Ingeniería Química-2023





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

Proyecto final para optar al grado de Ingeniero Químico

Autor: Manuel Martínez
Email: manoletemartinez1997@gmail.com

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

Mar del Plata, Noviembre 2024

Trabajo final de Ingeniería Química-2023



Índice

Capítulo 1	4
1.1 Resumen ejecutivo	5
1.2 Objetivos del capítulo	5
1.3 Introducción: ¿Qué es el biodiesel?	5
1.3.a Proceso de transesterificación	6
1.4 Materia prima	7
1.4.a Aceite de soja purificado	7
1.4.b Aceite vegetal usado (AVU)	10
1.4.c Metanol	10
1.4.d Hidróxido de sodio	11
1.5 Productos	12
1.5.a Biodiesel	12
1.5.b Glicerina	15
1.6 Análisis de mercado	15
1.6.a Nacional	15
1.6.b Internacional	17
1.6.c Mercado de la glicerina	19
1.7 Proceso de producción	19
1.7.a Pretratamiento del AVU	19
1.7.b Transesterificación	20
1.7.c Separación	21
1.7.d Purificación	21
1.8 Capacidad de producción de la planta	22
1.9 Consumo de servicios	22
1.9.a Consumo energético	22
1.9.b Consumo de agua	23
1.10 Ubicación de la planta	23
1.11 Justificación preliminar del proyecto	23
Bibliografía	24
Capítulo 2	27
2.1 Resumen ejecutivo	28
2.2 Objetivos del capítulo	30
2.3 Ruta química	30
2.4 Cinética de reacción	31
2.4.a Relación molar	31
2.4.b Grado de mezclado	32
2.4.c Temperatura	33
2.4.d Catalizador	34
2.5 Capacidad de producción	35
2.6 Tecnología de proceso	36
2.6.a Tratamiento de materia prima	36
2.6.b Transesterificación	38
2.6.c Separación	39
2.7 Balance de masa	39
2.7.a Subplanta de tratamiento de materia prima	39

2.7.b Subplanta de transesterificación	40
2.7.c Subplanta de purificación	41
2.7.d Balances acoplados de masa	41
Bibliografía	43
Capítulo 3	44
3.1 Resumen ejecutivo	45
3.2 Objetivos del capítulo	45
3.3 Elección del tipo de reactor	45
3.4 Diseño de reactores	46
3.4.a Esterificación de AGL	46
3.4.b Reactores de transesterificación	48
3.5 Elección del material de fabricación	52
3.6 Diseño térmico	54
3.7 Sistema de agitación	56
3.8 Sistema de control	60
Bibliografía	61
Capítulo 4	63
4.1 Resumen ejecutivo	64
4.2 Objetivos del capítulo	64
4.3 Equipos de separación utilizados en la industria del biodiesel	64
4.4 Paquete termodinámico	66
4.5 Sistemas de separación	66
4.5.a Subplanta de tratamiento de materia prima	66
4.5.b Subplanta de transesterificación	68
4.6 Esquema general	77
Bibliografía	81
Capítulo 5	82
5.1 Resumen ejecutivo	83
5.2 Objetivos del capítulo	83
5.3 Integración energética: análisis PINCH	83
5.4 Dimensionamiento de equipos	88
5.4.a Intercambiadores de calor	88
5.4.b Equipos auxiliares	91
Bibliografía	102
Capítulo 6	104
6.1 Resumen ejecutivo	105
6.2 Objetivos del capítulo	105
6.3 Ingresos por ventas	105
6.4 Costos de inversión	106
6.4.a Inversión fija	106
6.4.b Inversión del terreno	113
6.4.c Inversión de capital de trabajo	116
6.5 Costos de operación	117
6.5.a Costos variables	117
6.5.b Costos fijos	122

6.6 Rentabilidad del proyecto	125
6.7 Análisis de sensibilidad	127
6.8 Cronograma	129
Bibliografía	130
Capítulo 7	132
7.1 Resumen ejecutivo	133
7.2 Objetivos del capítulo	133
7.3 Definiciones	133
7.3.a Sistema de gestión ambiental	133
7.3.b Política ambiental	134
7.3.c Objetivos ambientales	134
7.4 Impactos ambientales	135
7.5 Evaluación de impactos ambientales	137
7.6 Impactos socioeconómicos	140
7.7 Medidas preventivas y correctivas	140
Bibliografía	142
Conclusión y evaluación personal del proyecto	143

Facultad de Ingeniería-UNMDP

Capítulo 1: Investigación preliminar y estudio de mercado

Diseño de una planta de producción de biodiesel

1.1 Resumen ejecutivo

En este capítulo, se plantean la investigación preliminar y el estudio de mercado para el establecimiento de una planta de producción de biodiesel. Este se obtiene a través de una reacción de transesterificación de aceites vegetales con metano y hidróxido de sodio como catalizador, utilizando aceite de soja refinado y aceite vegetal usado (AVU) en proporción 8:2, dando como productos biodiesel y glicerina.

El proyecto tiene como fin generar una producción de biodiesel de 100 mil toneladas anuales, tanto para consumo nacional como para exportación, en una proporción estimada de 50/50. El precio de venta del biodiesel es de 1026,8 US\$/ton, a lo cual se le suma el valor agregado al proyecto por la venta de la glicerina que se obtiene como subproducto de las reacciones de transesterificación, con un valor de 600 US\$/ton.

La planta será proyectada para su construcción en el parque industrial San Lorenzo, ciudad de San Lorenzo, Santa Fe, debido a que su ubicación permite disponibilidad de las materias primas necesarias, así como medios para la exportación de los productos.

1.2 Objetivos del capítulo

Se plantea aquí un estudio preliminar del proyecto, para poder determinar su factibilidad. Se presentarán las características de los compuestos utilizados a lo largo de los procesos de producción de biodiesel, los mecanismos por los cuales ocurren estos procesos, y se armará un diagrama de bloques preliminar para el funcionamiento de la planta.

Se realizará, además, un estudio de mercado de los compuestos utilizados, sus precios así como los de los productos generados en la planta, y los factores que llevan a la elección de la ubicación de la planta. En última instancia, se justificará la realización del proyecto, no sólo desde el punto de vista económico sino también ambiental.

1.3 Introducción: ¿Qué es el biodiesel?

En primer lugar, para entender qué es el biodiesel, debemos definir que es un oleoquímico. Estos son químicos formados por mezclas de compuestos orgánicos, mayoritariamente triglicéridos. La industrialización de estos compuestos ha crecido en los últimos años a nivel mundial, incluyendo nuestro país, debido a su uso para la obtención de varios productos biodegradables y con fuentes renovables.

Entre los productos que pueden obtenerse a través de la transformación química de oleoquímicos se encuentra el biodiesel. Es un combustible renovable, compuesto de una mezcla de ésteres metílicos de ácidos grasos de cadena larga (FAME, por sus siglas en inglés Fatty Acid Methyl Ester). Se produce a través de un proceso de transesterificación, utilizando aceites vegetales o grasas animales.

Debido a la creciente escasez de combustibles fósiles, la distribución residual de sus riquezas y la necesidad de reducir las emisiones contaminantes que estos producen, el biodiesel resulta

una alternativa atractiva, ya que su combustión genera menor contaminación, y la posibilidad de producirlo autónomamente reduce la dependencia de la importación de petróleo. La Argentina, en particular, es un país rico en recursos vegetales, por lo cual la producción de biodiesel resulta una salida comercial de interés.

1.3.a Proceso de transesterificación

Como se mencionó anteriormente, los aceites vegetales están conformados mayoritariamente por triglicéridos, ésteres derivados del glicerol con tres cadenas de ácidos grasos. Al hacerlos reaccionar con alcoholes, se obtienen como productos 3 cadenas largas de metil ésteres de ácido graso, es decir, biodiesel, y glicerina como subproducto. En este proyecto, se utiliza metanol como producto reaccionante y hidróxido de sodio como catalizador [1.1]:

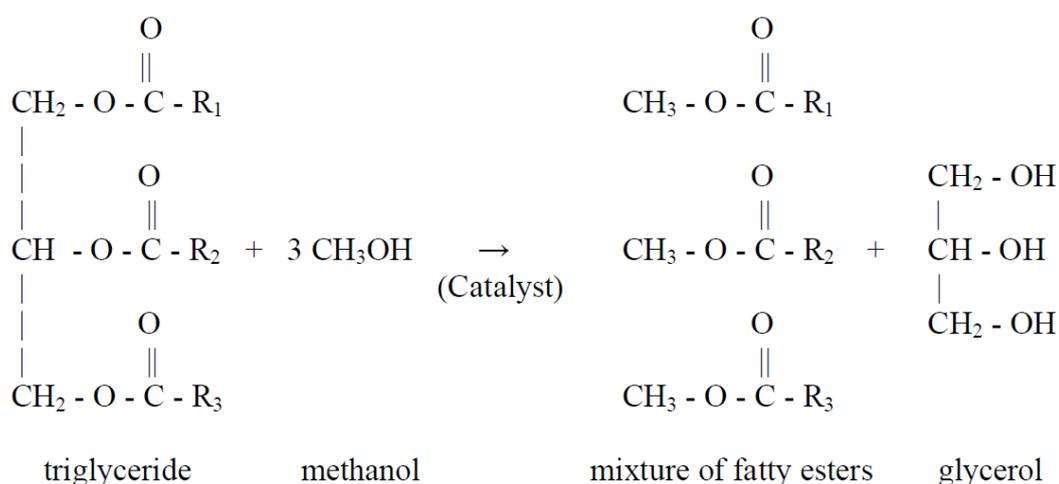


Figura 1.1: Reacción de transesterificación de triglicéridos.

Para el caso de AVU, debe realizarse un pretratamiento para eliminar el agua y los aceites grasos libres (AGL) que se forman como producto de su uso. Se debe filtrar cualquier remanente de material particulado, secarlo para eliminar el agua y realizar una esterificación para convertir los AGL en biodiesel. El agua puede reaccionar con triglicéridos para formar AGL:

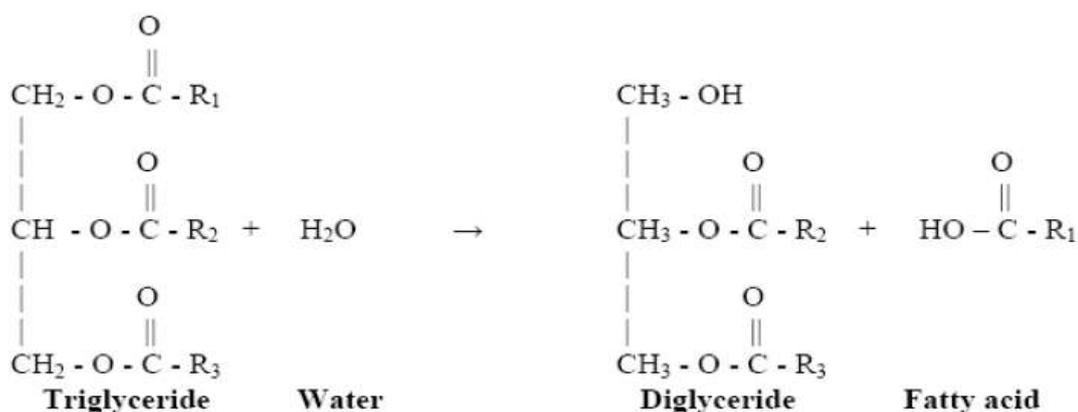


Figura 1.2: Hidrólisis del triglicérido.

Estos reaccionan con catalizadores básicos para formar jabones, lo cual representa una pérdida de catalizador, lo cual generaría una reducción en la eficiencia de la reacción y la necesidad de reposición del hidróxido de sodio:

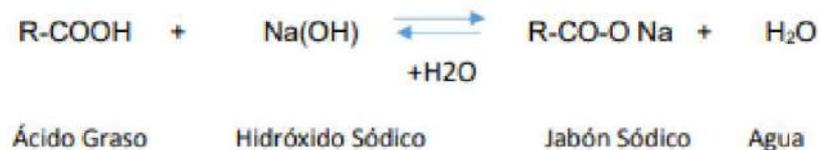


Figura 1.3: Saponificación de ácidos grasos.

1.4 Materia prima

1.4.a Aceite de soja purificado

La soja es cultivada en varias partes del mundo debido a su importancia como fuente de proteína y de aceite de origen vegetal. Argentina es uno de los principales productores de soja en el mundo, detrás sólo de Estados Unidos y Brasil, generando aproximadamente un 21% de la producción global. Su producción está concentrada en las provincias de Buenos Aires, Córdoba, Entre Ríos y Santa Fe, eligiéndose esta última como sede para nuestra planta de producción de biodiesel.

El aceite de soja resulta uno de los aceites de mayor comercialización en el mundo, junto con el aceite de palma, siendo la producción de ambos prácticamente igual. Es, además, la principal fuente de aceite para la producción de biodiesel, por lo cual se lo utilizará para la reacción de transesterificación de este proyecto. [1.2]

Para ser utilizable en la producción de biodiesel, el aceite de soja debe cumplir con ciertas especificaciones técnicas, tales como contenido de materia no saponificable, presencia de impurezas, viscosidad, poder calorífico, contenido de agua y de AGL. Estos dos últimos parámetros son de particular importancia ya que, como se discutió previamente, pueden interferir con el proceso de transesterificación. Los compuestos ácidos grasos libres en el aceite utilizado deben ser menores al 1% para evitar la formación de jabones sódicos, por lo cual se opta por la utilización de aceite de soja refinado, el cual contiene una concentración de AGL de 0,5%, haciéndolo apto para su uso en la producción de biodiesel sin necesidad de tratamiento previo. [1.3] [1.4]

Una propiedad importante en la determinación de la calidad del biodiesel es su estabilidad oxidativa. La estabilidad oxidativa es la resistencia relativa de un compuesto a los cambios físicos y químicos, producidos por la interacción con el ambiente durante su almacenamiento. Esta se ve afectada por la composición de los ésteres, el largo de sus cadenas y la presencia de insaturaciones.

El biodiesel a bajas temperaturas genera cristales de cera que crecen a medida que la temperatura desciende, lo cual puede producir obstrucciones en las líneas de operación. Es

entonces necesario que el biodiesel tenga un punto de nube y de fluidez bajos, aunque esto en consecuencia genere una menor estabilidad oxidativa.

A continuación se presentan las características físicas y químicas del aceite de soja refinado utilizado en el proceso de producción de biodiesel de nuestra planta:

Tabla 1.1: Propiedades físicas y químicas del aceite de soja refinado.

Índice de carbono	49
Viscosidad cinemática a 40°C (mm ² /s)	4,2
Punto de obstrucción del filtro frío (°C)	-5
Punto de nube (°C)	-0,5
Punto de fluidez (°C)	-4
Estabilidad oxidativa	3,87

Debemos determinar también la composición química del aceite. [1.5]

Tabla 1.2: Composición de ácidos grasos del aceite de soja.

	Ácidos grasos saturados		Ácidos grasos mono-insaturados	Ácidos grasos poli-insaturados	
	Ácido palmítico C16:0	Ácido esteárico C18:0	Ácido oleico C18:1	Ácido linoleico C18:2	Ácido alfa-linoleico C18:3
% m/m	11	4	24	54	7

Si bien el aceite de soja es una mezcla de ácidos grasos saturados e insaturados, la simulación de las propiedades de esta mezcla resulta demasiado compleja para los propósitos de este trabajo. Puede observarse que el aceite de soja se conforma, en su mayoría, por ácido oleico y linoleico. Estos presentan estructuras químicas muy similares, salvo por la presencia de un doble enlace en el carbono 12 de la cadena de ácido linoleico. Se asume, entonces, que poseen propiedades casi idénticas. En base a estas consideraciones, en adelante se tratará al aceite de soja como el triglicérido hipotético trilinoleína, compuesto por tres cadenas idénticas de ácido linoleico:

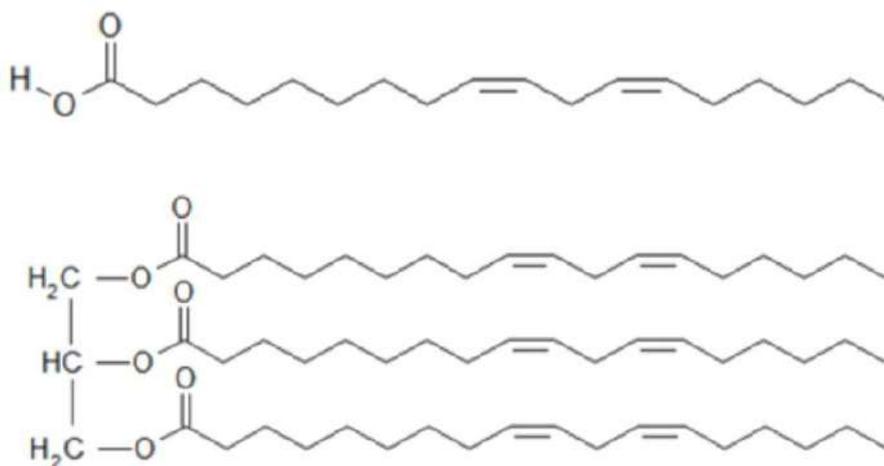


Figura 1.4: Estructura molecular de ácido linoleico (arriba) y de trilinoleína (abajo).

Debido a su origen como un producto derivado de la siembra, el precio del aceite de soja varía fuertemente con factores de oferta y demanda tales como la cantidad producida en función del clima y la superficie sembrada, la demanda de aceites derivados de otros granos, la demanda externa e interna, etc. [1.6]

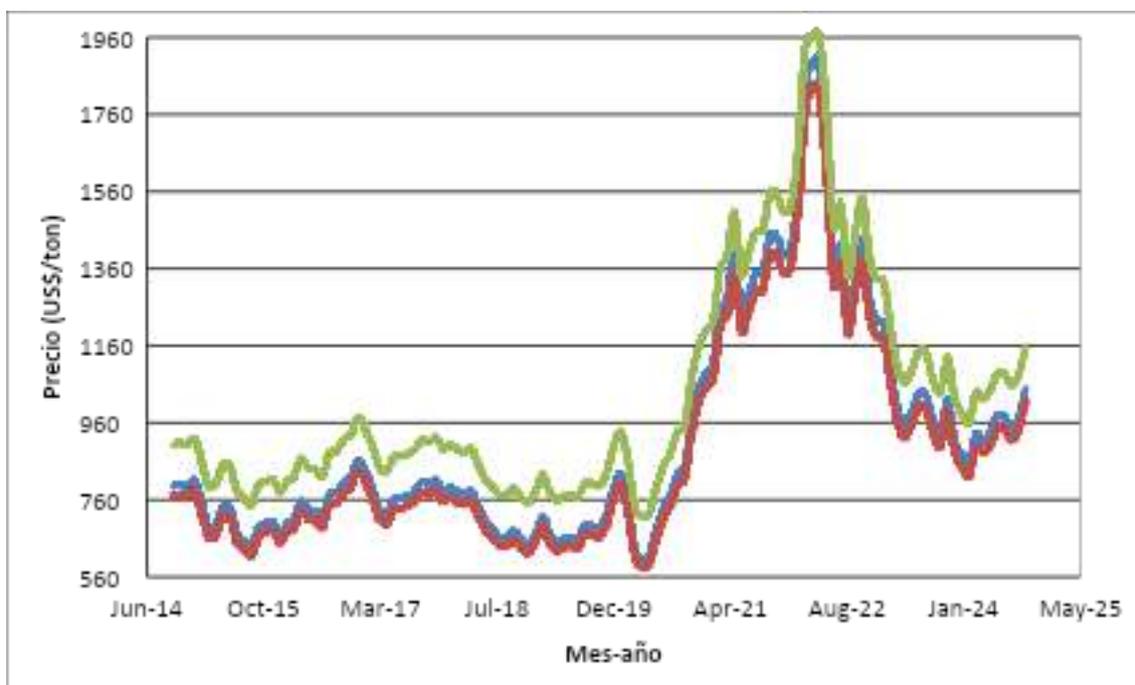


Figura 1.5: Variación del precio del aceite de soja a granel (rojo), refinado a granel (azul) y refinado en tambores de más de 200 litros (verde).

El aceite de soja crudo es un fluido de color amarillo amarronado, con un olor y sabor característicos. El aceite de soja refinado se obtiene del aceite de soja crudo tras someterlo a un proceso de eliminación de impurezas, que resulta en un líquido amarillo con un sabor y olor más suaves. Se elige comprar aceite de soja refinado para este proyecto, ya que el aceite

de soja crudo puede tener impurezas que pueden dañar a los motores. Se lo comprará a granel, ya que de esta manera resulta más barato que en barriles.

1.4.b Aceite vegetal usado (AVU)

Para reducir los costos de materia prima, así como también para reutilizar recursos y reducir la necesidad de tierras de cultivo dedicadas a la producción de biodiesel, se utiliza AVU junto con el aceite de soja refinado, en un 20%. Este proviene mayoritariamente de aceites de girasol alto oleicos provenientes de cocina.

La materia prima representa entre el 75 y el 85% del costo de la producción de biodiesel, siendo la mayor parte de este costo el del aceite de soja. El corte con AVU representa una alternativa atractiva para reducir estos costos, por lo cual son de gran interés las tecnologías destinadas a mejorar la producción de biodiesel usando estos aceites. Si bien estos no pueden reemplazar completamente a los diesel tradicionales derivados del petróleo, pueden ser mezclados en grandes proporciones sin generar problema alguno en la combustión.

La composición del AVU depende de varios factores relacionados con los usos que se le han dado, y contiene por lo tanto muchas impurezas. Debe ser tratado previamente para eliminarlas, usualmente por filtración, decantación y secado, así como a los ácidos grasos que se forman por reacción con agua. Su composición química se asume similar a la del aceite de girasol alto oleico puro, el cual es mayoritariamente ácido oleico. Se considera, entonces, que el AVU está compuesto por trilinoleína, de manera similar al aceite de soja refinado. Debido a su origen, se considera también que contiene un 7% m/m de AGL, los cuales deberán ser tratados antes de su uso en la transesterificación para evitar la formación de jabones. [1.7]

Debido a que el AGL es una materia prima que se obtiene como desecho de otras industrias, es difícil conseguir datos certeros sobre su costo. Por este motivo, el precio de venta del AGL será considerado a 430 US\$/ton, aproximadamente la mitad del precio del aceite de girasol crudo. [1.8]

1.4.c Metanol

La transesterificación que da como producto al biodiesel se produce por la reacción de los triglicéridos presentes en los aceites vegetales con alcoholes. Como se mencionó anteriormente, en este proyecto se utilizará metanol como el alcohol reaccionante. Este es el más liviano de los alcoholes, es de fácil obtención y por ende, posee un bajo costo. Reacciona rápidamente con triglicéridos y es altamente soluble en álcalis, por lo cual es el alcohol más utilizado en la producción de biodiesel junto con el etanol. Debe destacarse, sin embargo, que el metanol es fácilmente inflamable, además de ser tóxico para el ser humano aún en pequeñas dosis, por lo cual debe darse especial atención a su almacenamiento y utilización. [1.9]

El metanol utilizado en la producción de biodiesel debe cumplir con ciertos estándares de calidad para no afectar negativamente la reacción de transesterificación:

- Pureza superior al 99,85%.
- No contener humedad.
- Contenido de ácidos menor al 0,002.
- Ser estable, es decir, que no reaccione con el aire, la humedad o los contenedores de almacenamiento.

El metanol utilizado en la planta será provisto por la empresa YPF, el cual posee la siguiente ficha técnica. [1.10]

Tabla 1.3: Ficha técnica del metanol.

ESPECIFICACIONES		
Análisis	Especificaciones	Métodos
Rango de destilación (°C)	máx. 1	ASTM D1078
Acetona (mg/kg)	máx. 20	IMPCA 001
Alcalinidad como NH ₄ OH (% en peso)	máx. 0.0030	ASTM D1614
Acidez como Ácido Acético (% en peso)	máx. 0.0030	ASTM D1613
Etanol (mg/kg)	máx. 50	IMPCA 001
Carbonizables (Color Escala Pt/Co)	máx. 30	ASTM E346
Color (Escala Pt/Co)	máx. 5	ASTM D1209 / ASTM D5386
Pureza en base seca (% en peso)	mín. 99.85	IMPCA 001
Agua (% en peso)	máx. 0.100	ASTM E1064
Tiempo de permanganato (minutos)	mín. 60	ASTM D1363
Densidad a 15 °C (g/ml)	máx. 0.7964	ASTM D4052

Argentina es productora e importadora de metanol. Su precio considerado para la discusión de este proyecto será de 350 US\$/año. [1.11]

1.4.d Hidróxido de sodio

La transesterificación puede ser catalizada utilizando compuestos ácidos, básicos o enzimáticos. Para este proyecto, se utilizará NaOH como catalizador básico. Este permite altas conversiones de triglicéridos en poco tiempo a condiciones de presión atmosférica, con mínimas reacciones secundarias. Debe notarse que, debido a que es un catalizador homogéneo, su separación de los productos para alcanzar los estándares requeridos de pureza en los mismos dificulta su utilización. [1.12]

1.5 Productos

1.5.a Biodiesel

El principal producto que se pretende obtener de este proyecto es el biodiesel. Este es un combustible de origen orgánico, obtenido de fuentes renovables, compuesto por ésteres metílicos de ácidos grasos (FAME). Puede ser utilizado como alternativa a los diesel tradicionales, aunque más comúnmente se lo utiliza en mezclas para reducir su consumo y generar emisiones más limpias.

Si bien sus características varían ampliamente debido a las múltiples materias primas que pueden utilizarse para su producción, existen algunas ventajas generales del biodiesel como fuente de energía:

- Menor consumo de energía en su fabricación respecto a los combustibles fósiles.
- Mayor número de cetano, o sea la capacidad del combustible en auto encenderse, produciendo una mejor combustión.
- Es biodegradable, descomponiéndose fácilmente sin generar contaminantes en caso de derrame.
- Balance de dióxido de carbono neutro; el CO₂ producido por su combustión es consumido en la fotosíntesis de las plantas utilizadas para su producción.
- Si se usa biodiesel puro, las emisiones netas de dióxido de carbono (CO₂) y de dióxido sulfuroso (SO₂) se reducen un 100%. La emisión de hollín se reduce un 40-60%, y las de hidrocarburos (HC) un 10-50%. La emisión de monóxido de carbono (CO) se reduce un 10-50%. Se reduce igualmente la emisión de hidrocarburos policíclicos aromáticos (PAHs), y en particular derivados de comprobada acción cancerígena como fenantreno (-97%), benzofluoranteno (-56%), benzopirenos (-71%). Finalmente, la emisión de compuestos aromáticos y aldehídos se reduce un 13%.
- Mayor viscosidad cinemática facilita la lubricación del motor.
- Puede utilizarse en mezclas de hasta 20% con diesel tradicional sin necesidad de realizar modificaciones a los motores, y en mayores porcentajes con mínimas modificaciones.
- Mayor punto de ignición lo hace más seguro para almacenar.

A su vez, el biodiesel presenta ciertas desventajas:

- Las emisiones de óxidos de nitrógeno NO_x aumentan hasta un 10%, cuando se usa biodiesel puro.
- El costo de producción del biodiesel es más alto que el del petróleo diesel, si se basa en los precios vistos en los últimos años. Depende aproximadamente en un 80% del precio de los aceites utilizados.
- Producir biodiesel supone extender las zonas y las cantidades de vegetales cultivadas, lo que genera una utilización creciente de fertilizantes y pesticidas.
- El biodiesel puro genera corrosión y es incompatible con algunos plásticos, por lo que se deben cambiar ciertas partes del motor para usarlo puro.

- La glicerina presente en el compuesto final se debe purificar, con costo adicional, mediante un arrastre con vapor.
- Tiene problemas de fluidez a bajas temperaturas. Tal característica impide su uso en ciertas regiones de clima difícil o la obligación de agregar aditivos especiales.
- Su baja estabilidad oxidativa hace que no pueda almacenarse más de 6 años.[1.13]

El biodiesel debe cumplir con ciertas normas de calidad para ser utilizable. Las fallas en motores adaptados para el uso de biodiesel suelen ocurrir debido a las impurezas que existen en el combustible, lo cual lleva a un control de calidad estricto. La Secretaría de Energía establece en la Resolución 6/2010 las especificaciones de calidad que deberá cumplir el biodiesel (B100). [1.14]

Tabla 1.4: Especificaciones de la calidad del biodiesel.

Parámetro	Unidad	Límites		Método de Ensayo
		Mínimos	Máximos	
GRUPO I (Análisis Críticos)				
Contenido de Ésteres	% m/m	96,5	-	EN 14103
Ésteres metílicos del ácido linoleico	% m/m	-	12	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
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
GRUPO II (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 horas a 50° C	Grados	-	1	ASTM D-130
Fosforo	% 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 Iodo	g I ₂ /100g		Informar	EN 14111

El biodiesel no es un único compuesto, es un nombre utilizado para referirse a los ésteres derivados de ácidos grasos utilizados como combustibles. En este proyecto se considera que el único ácido graso utilizado es la trilinoleína, por lo cual se considera que el biodiesel producido es el linoleato de metilo:

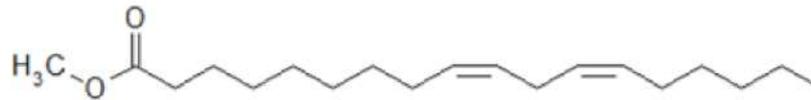


Figura 1.5: Estructura química del biodiesel producido.

1.5.b Glicerina

Además del biodiesel, la transesterificación de ácidos grasos genera como subproducto la glicerina, también llamada glicerol, un líquido incoloro, inodoro y viscoso altamente soluble en agua:

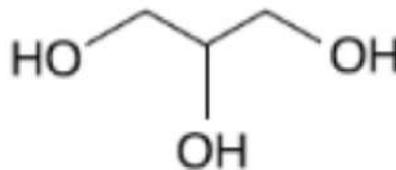


Figura 1.6: Estructura química de la glicerina.

A temperaturas cercanas a la de ebullición, se descompone en una sustancia tóxica llamada acroleína, por lo cual los procesos que involucran glicerina deben realizarse en vacío. Es el principal subproducto de la industria oleoquímica, por lo cual da un valor agregado a los proyectos involucrados en esta. Es, de hecho, producida en tal cantidad que hay un exceso de oferta, lo cual lleva a la búsqueda de nuevos usos para la glicerina.

Sus principales usos son en las industrias alimenticia, química y farmacéutica. Económicamente, se opta por refinarla a grado farmacéutico y venderla a esta industria. Para esto, debe primero separarse del producto principal, y luego eliminar las impurezas restantes como jabones, reactivos sin reaccionar y catalizador. Según su grado de pureza, se puede clasificar a la glicerina comercializada en 3 categorías. [1.15]

Tabla 1.5: Estándares de calidad de la glicerina.

	Glicerina cruda	Glicerina grado técnico	Glicerina grado farmacéutico
Glicerina (% m/m)	40-80	98 min.	99,7 min.
Ceniza (% m/m)	2	N/A	N/A
Humedad (% m/m)	N/A	2 máx.	0,3 máx.
Cloruros (ppm)	N/A	10	10 máx.
Gravedad específica	N/A	1,262	1,262 min.
Sulfatos (ppm)	N/A	N/A	20 máx.
Ácidos grasos y ésteres (% m/m)	N/A	1 máx.	1000 máx.
Agua (% m/m)	12 máx.	5 máx.	0,5 máx.
pH (solución 10%)	4-9	4-9,1	N/A
Residuos orgánicos	2% máx.	2% máx.	N/A

1.6 Análisis de mercado

1.6.a Nacional

En el 2006 se sancionó la Ley N°26093, luego reemplazada por la Ley N°27640, la cual señala que deben cortarse combustibles clasificados como gasoil y diesel oil con al menos un 5% de biodiesel. Esta ley busca promover el uso de combustibles renovables para disminuir la dependencia de los combustibles fósiles, reducir las emisiones de contaminantes y fomentar la industria local de biodiesel, para generar empleos. Adicionalmente, se instauraron medidas tales como la exención de impuestos a la exportación y la promoción a la inversión en proyectos de producción de biodiesel.

La Ley N°27640 también instauró la creación del Consejo Nacional de Biodiesel, organismo encargado de establecer las especificaciones técnicas y de calidad de biodiesel. Como se mencionó anteriormente, Argentina es el tercer mayor productor de soja en el mundo; en consecuencia, es también uno de los principales productores de biodiesel. La provincia de Santa Fe es, por mucho, la principal productora, razón por la cual se eligió como sede de nuestra planta, con Buenos Aires y Entre Ríos siendo las siguientes en producción. [1.16] [1.17]

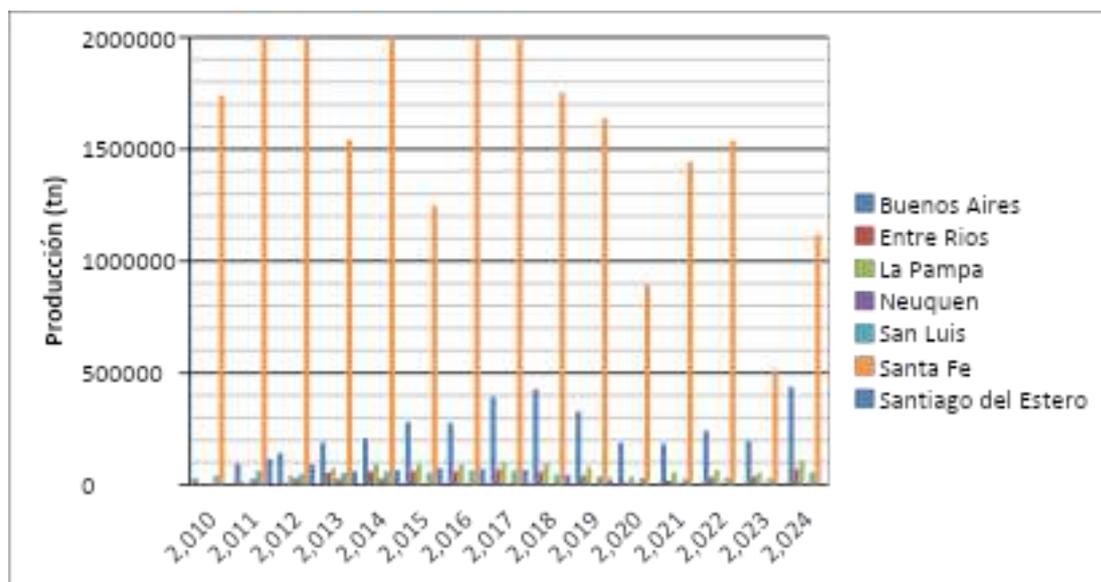


Figura 1.7: Producción anual de biodiesel por provincia (datos estimativos para 2024 y último cuatrimestre de 2023).

Puede verse en que en 2023, la producción de biodiesel disminuyó notablemente, esto se debió a una combinación de sequías, decrecimiento económico y dificultades para la exportación.

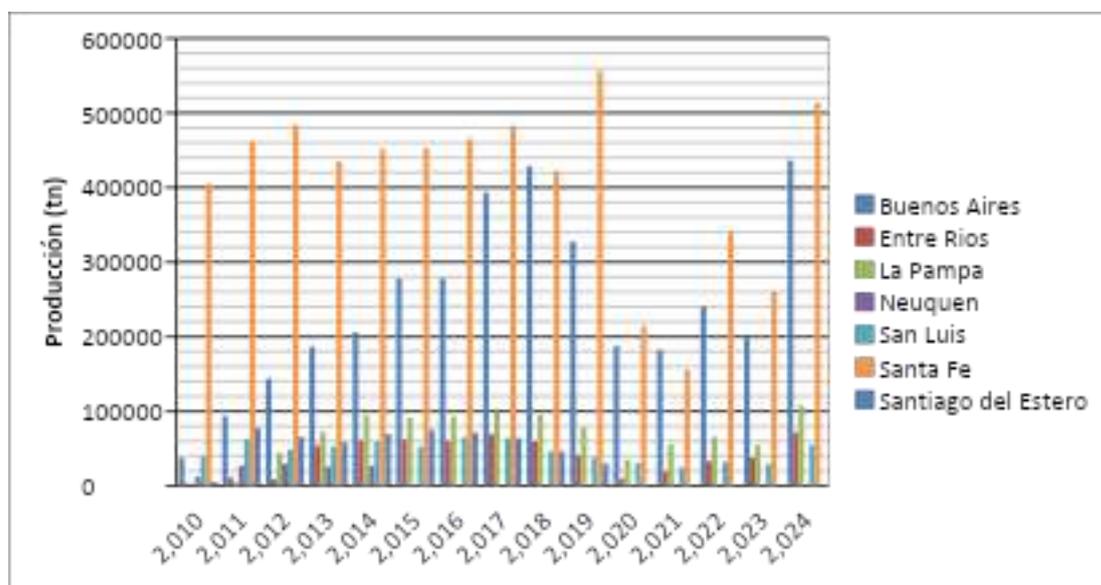


Figura 1.8: Ventas anuales de biodiesel por provincia (datos estimativos para 2024 y último cuatrimestre de 2023).

En agosto de este año, el Departamento de Agricultura de Estados Unidos realizó un estudio sobre el consumo de diesel y biodiesel en Argentina. [1.18]

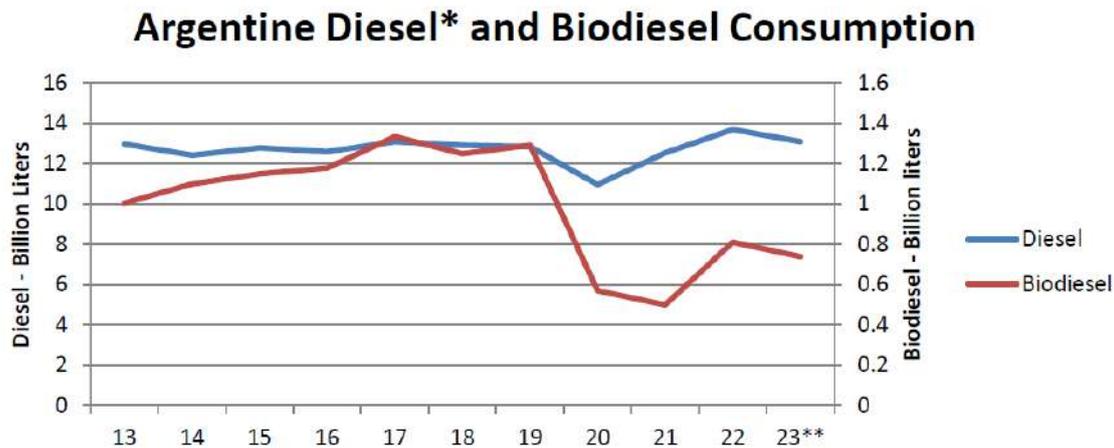


Figura 1.9: Consumo histórico de diesel y biodiesel en Argentina.

Puede verse un fuerte decrecimiento en la demanda de biodiesel en el 2020 y continuando en el 2021, causado por la reducción del consumo de combustibles por la pandemia COVID-19, con un repunte en el 2022. Esto se debe a que en ese año, se dictó la Resolución 438/2022 de la Secretaría de Energía, que incrementaba la mezcla obligatoria de biodiesel al 7,5%, y el Decreto 330/2022, la implementación del cual instauraba por 60 días el "Régimen de Corte Obligatorio Transitorio Adicional de Biodiesel", permitiendo una mezcla de hasta el 12,5% siempre que el porcentaje extra se comercializara a un precio inferior a la paridad de importación del gasoil.

A pesar de este panorama, proyecciones productivas realizadas por la Bolsa de Comercio de Rosario sugieren un incremento en la producción debido al fenómeno climático "El Niño", con la producción pudiendo llegar a duplicarse. Si bien aún no se poseen datos sobre la evolución del consumo, se espera que el incremento de la producción conduzca a un incremento en la demanda. [1.19]

El precio de venta del biodiesel es determinado por la Secretaría de Energía de la Nación Argentina en función de sus costos de producción. En los últimos 3 años, su precio ha aumentado en un 1116,5%. Como se mencionó anteriormente, el precio del aceite de soja representa un 80% aproximadamente del costo de producción del biodiesel, por lo cual su precio está condicionado por la disponibilidad de la soja, el precio del dólar oficial, etc. Es el principal factor que influye sobre el precio del biodiesel. [1.20]

A los fines de este proyecto, se considera al precio del biodiesel como el reportado en febrero de 2024, 940334 AR\$. Considerando la tasa de conversión del dólar como la de abril de 2024, 915,8 AR\$ por dólar estadounidense, el precio del biodiesel se fija en 1026,8 US\$.

1.6.b Internacional

La necesidad de fuentes de energía renovables y reducción de emisiones de carbono ha llevado a políticas y regulaciones que han generado un aumento en la producción y consumo de biodiesel a nivel mundial. Según la Unión Alemana para el Fomento de Plantas Oleaginosas y Proteaginosas (UFOP), en 2022 se produjeron alrededor de 40,6 millones de

toneladas de biodiesel en el mundo, lo cual representa un crecimiento del 56,5% respecto al 2015, siendo los principales productores la Unión Europea, Indonesia, Estados Unidos, Brasil y Argentina. [1.21]

Tabla 1.6: Producción mundial de biodiesel en miles de toneladas.

	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022
Biodiesel production								
EU	10,531	10,495	11,337	12,122	12,301	11,212	11,101	9,946
Canada	260	352	350	270	350	355	315	245
USA	4,108	5,222	5,315	6,186	5,744	6,044	5,458	5,396
Argentina	1,811	2,659	2,871	2,429	2,147	1,157	1,724	1,910
Brazil	3,465	3,345	3,776	4,708	5,193	5,660	5,954	5,523
Colombo	513	448	510	555	530	530	580	625
Peru	1	0	33	99	135	164	183	183
China, Mainland	693	800	918	734	826	1,250	1,725	2,200
India	119	123	132	163	210	190	155	160
Indonesia	1,425	3,217	3,006	5,428	7,391	7,560	8,400	9,800
Malaysia	654	512	900	968	1,400	1,225	1,000	1,450
Philippines	180	199	194	199	213	165	165	189
Thailand	1,089	1,084	1,256	1,392	1,624	1,622	1,459	1,224
Rest of the world	1,102	1,266	1,439	1,625	1,799	1,784	1,790	1,768
TOTAL	25,951	29,722	32,038	36,878	39,864	38,919	40,009	40,619

El consumo de biodiesel ha aumentado correlativamente con su producción. Indonesia, el segundo productor más grande del mundo, ha implementado políticas de corte de hasta el 34%, por lo cual debió aumentar su producción considerablemente para alcanzar estas demandas. Actualmente, produce suficiente biodiesel para satisfacer su propia demanda, por lo cual no importa este combustible. [1.22]

Estados Unidos aumentó su producción de biodiesel en un 240% en los últimos 15 años. Sin embargo, aún así no ha sido capaz de satisfacer su demanda, por lo cual su importación de biocombustibles aumentó de manera similar. [1.23]

En 2004, Brasil creó el Programa Nacional de Producción de Biodiesel con el fin de impulsar la industria nacional, a modo de reducir la dependencia de importación de diesel fósil, reducir las emisiones de contaminantes e impulsar la economía local. Su producción es destinada enteramente a satisfacer su demanda de corte, por lo cual no importa ni exporta este combustible. [1.24]

Argentina, por su parte, genera suficiente biodiesel para satisfacer su demanda interna, así como también para exportar al extranjero. Sin embargo, ha enfrentado severos desafíos causados por aranceles de los varios países a los que exportaba anteriormente con el fin de no socavar su industria local. Estados Unidos, anteriormente el principal importador de biodiesel argentino, impuso derechos antidumping y compensatorios de más del 140%, lo cual hace insostenible la venta a este mercado.

Perú, otro importante importador debido a sus altas necesidades de corte, vio su propia industria productora de biodiesel socavada por las importaciones argentinas e impuso aranceles antidumping y subvenciones que restringieron muy fuertemente este mercado.

Actualmente, la Unión Europea es uno de los principales importadores de biodiesel argentino, tras acordar una cuota anual libre de derechos de 1,36 mil millones de litros a un precio mínimo de importación basado en el precio oficial FOB del aceite de soja de Argentina más los costos de producción y flete. En 2023, debido a la baja producción, los precios de exportación subieron a tal punto que superan a los de producción local, lo cual produjo un severo decrecimiento en la exportación. A pesar de todas estas medidas e inconvenientes, Argentina sigue siendo uno de los principales exportadores de biodiesel en el mundo. [1.25]

1.6.c Mercado de la glicerina

Como se ha mencionado anteriormente, la producción de biodiesel genera como subproducto la glicerina, produciendo aproximadamente un 10% en peso, relativo a la producción de biodiesel.

La glicerina refinada posee una mayor demanda, tanto nacional como extranjera, que la glicerina cruda, debido a su gran estabilidad química y física, por lo cual es de gran interés comercial producir esta primera. Su principal uso es en las industrias farmacéutica y cosmética, siendo utilizada para la producción de medicamentos, suplementos, jabones, shampoos, etc. Por otra parte, también tiene un gran uso en la industria alimenticia.

Debido a que su producción está intrínsecamente relacionada con la del biodiesel, se ha generado un exceso de oferta de glicerina que ha llevado a una disminución del valor de venta. La glicerina refinada posee un valor agregado en el mercado internacional, pero aún así, es difícil determinar si su mercado aumentará de manera similar al del biodiesel.

La glicerina refinada es un “commodity”, es decir, una materia prima que se vende en gran cantidad, por lo cual su precio está completamente condicionado por el mercado que existe para este producto. Actualmente, el precio de la tonelada de glicerina fluctúa entre 600 y 800 US\$. Para los fines de este proyecto, se fija su precio como 600 US\$/ton.

1.7 Procesos de producción

1.7.a Pretratamiento del AVU

Para que el AVU sea apto para la transesterificación por catálisis básica, debe recibir un pretratamiento que elimine los restos sólidos, impurezas, AGL y humedad que pueden afectar física o químicamente el proceso de producción de biodiesel. Para esto, se lo somete a varios procesos de acondicionamiento previo a utilizarlo en el proceso principal de transesterificación:

- Filtrado: para eliminar cualquier residuo de alimentos sólidos o sedimentos que queden en el AVU tras su uso en cocina y que puedan generar obstrucciones en los

equipos y tuberías, se lo filtra a través de distintos niveles de finura para separar todos los sólidos del aceite.

- Esterificación: para eliminar los ácidos grasos libres presentes en el AVU, se lo somete a un proceso de esterificación catalizado por ácidos, que resulta en la formación de biodiesel.
- Separación: tras la neutralización de los AGL, se debe separar impurezas como el agua y las sales de ácido graso. Para esto pueden utilizarse torres de lavado, torres de destilación o decantadores, dependiendo del tamaño de producción entre otros factores. Dependiendo del proceso de separación elegido, puede ser necesario realizar lavados con agua para eliminar las impurezas, lo cual subsecuentemente requerirá un proceso de secado para eliminar la humedad que permanezca en el aceite. [1.26]

1.7.b Transesterificación

El principal proceso químico en la producción de biodiesel es la transesterificación, la cual, como se mencionó anteriormente, consiste en la reacción de los aceites vegetales con alcohol, catalizados por medios ácidos, básicos o enzimáticos. En este caso, se optó por la utilización de una base como catalizador, la cual será disuelta en el alcohol antes de ser mezclado con el aceite, para evitar la formación de jabones por reacción de saponificación.

Existen abundantes estudios sobre la producción de biodiesel, utilizando gran variedad de materias primas, rutas químicas y catalizadores. A continuación, se presentan las más utilizadas y mejor comprendidas, para justificar la elección de la ruta utilizada en este proyecto:

- Transesterificación por medio de catálisis homogénea: es el método más difundido para la producción de biodiesel, y el que utilizaremos en este proyecto. Cuenta con numerosas ventajas, tales como tecnología simple, altas velocidades de reacción, condiciones de operación moderadas, catalizadores de alta disponibilidad y bajo consumo y altas conversiones de reactivos. En este proceso, el aceite reacciona con un alcohol en exceso para desplazar el balance de las reacciones hacia los productos, utilizando hidróxido de sodio o de potasio como catalizador. A pesar de su utilidad, este proceso posee ciertas desventajas relacionadas con el catalizador utilizado: este debe ser eliminado de los productos tras haber reaccionado, lo cual, debido a que se trata de una mezcla homogénea, requerirá de procesos como lavados para su separación, lo cual resultará en una necesidad posterior de secar los productos para eliminar el agua. Estos inconvenientes representarán no sólo mayores costos, tanto en el consumo de agua y energía para los lavados como en equipos para realizar los mismo, sino también en contaminación debido a la generación de agua con residuos que deberán ser tratados.
- Transesterificación por medio de catálisis heterogénea: se han sintetizado varios catalizadores heterogéneos para la producción de biodiesel. Al igual que en el caso de los catalizadores homogéneos, los de naturaleza básica presentaron mayores velocidades de reacción y condiciones de reacción menos severas para su uso que los de naturaleza ácida. Desafortunadamente, estos catalizadores presentan lixiviación de

los componentes activos hacia la fase biodiesel, lo cual representa una desactivación de los mismos, formación de jabón por saponificación, y necesidad de procesos de separación similares a los de los catalizadores homogéneos, lo cual niega las ventajas de la utilización de catalizadores heterogéneos.

- Transesterificación supercrítica no catalítica: en un intento por eliminar las etapas de lavado del proceso de producción de biodiesel, se han desarrollado investigaciones para hallar procesos alternativos que no requieren de catalizadores. El uso de metanol en condiciones supercríticas, es decir, a temperaturas mayores a los 598 K, genera una mezcla homogénea con los triglicéridos, que reacciona igualmente con estos y AGL y no presenta los problemas de hidrólisis y saponificación de los procesos catalizados por bases. Por otro lado, esta temperatura es superior a la temperatura de degradación de la glicerina (563 K) y muy cercana a la de los triglicéridos y el biodiesel (623 K), por lo cual su uso no es muy difundido. [1.27][1.28]
- Transesterificación con catalizadores enzimáticos: aunque los estudios sobre el uso de enzimas como catalizador para la producción de biodiesel son relativamente recientes, y por tanto aún no han visto un uso extendido en la industria, presentan resultados promisorios en cuanto a la conversión de triglicéridos. [1.29]

1.7.c Separación

Tras la reacción de transesterificación, se obtiene una mezcla de biodiesel, glicerina, metanol y triglicéridos sin reaccionar, intermediarios de reacción, catalizador y jabón formado como producto indeseado. Estos deberán ser separados según el uso que se les dé subsecuentemente.

En primer lugar, los dos productos de la reacción, el biodiesel y la glicerina, son poco solubles, por lo cual pueden separarse por decantación o centrifugación. La agitación en el reactor para obtener un buen contacto entre los reactivos genera que la glicerina se disperse en el biodiesel, lo cual dificulta considerablemente el proceso de decantación. Además, es necesario neutralizar el catalizador básico utilizando agua acidulada, por lo cual se opta por separar la glicerina del biodiesel utilizando torres de lavado. La reacción de transesterificación es usualmente realizada en dos etapas, por lo cual se realizará una primera separación de los productos tras la primera etapa de reacción para desplazar el equilibrio hacia los reactivos, para así obtener una mejor conversión en la segunda etapa de reacción.

1.7.d Purificación

Tras la separación de los productos luego de cada etapa de reacción, se los deberá someter a un proceso de purificación para separarlos del resto de los compuestos para así alcanzar las condiciones de especificaciones técnicas requeridas para su comercialización.

Existen varios procesos por los cuales los residuos de triglicéridos y metanol sin reaccionar, intermediarios de reacción y jabones pueden ser eliminados del biodiesel. Algunos sistemas utilizan lavados con agua para separar las impurezas, separando el agua del biodiesel, que

poseen baja solubilidad, con un sistema de centrífugas. Esto resulta en agua contaminada con grasa y jabones como residuo. [1.31]

Por otra parte, se desea recuperar el metanol en exceso de la reacción para reciclarlo y no incurrir en gastos innecesarios. Debido a su bajo punto de ebullición comparado con el resto de los compuestos, este puede ser fácilmente recuperado utilizando torres de destilación sin riesgo de alcanzar la temperatura de degradación de los productos. Estas también permiten la eliminación de los restos de agua del biodiesel, por lo cual, para los fines de este proyecto, se opta por el uso de torres de destilación como método de purificación del biodiesel obtenido.

En cuanto a la glicerina, esta debe ser refinada para darle valor agregado como glicerina purificada, por lo cual se la debe separar de los restos de metanol y agua que quedan en ella tras su separación del biodiesel. De manera similar al biodiesel, esto puede lograrse utilizando torres de destilación.

1.8 Capacidad de producción de la planta

En Argentina, la clasificación del tamaño de las plantas productoras de biodiesel generalmente se basa en su capacidad de producción anual en toneladas. Las categorías de tamaño típicas son las siguientes:

- Plantas pequeñas: producen hasta 10.000 toneladas de biodiesel por año.
- Plantas medianas: producen entre 10.000 y 100.000 toneladas de biodiesel por año.
- Plantas grandes: producen más de 100.000 toneladas de biodiesel por año.

Es importante tener en cuenta que estas categorías pueden variar dependiendo de los criterios utilizados por diferentes fuentes y que pueden existir plantas que se encuentren en el límite entre dos categorías. [1.32]

En el proyecto se propone instalar una planta de producción con capacidad de 100.000 toneladas de biodiesel por año. Del total de la producción anual de biodiesel, 50.000 toneladas por año serán destinadas al mercado interno para el corte de diesel, y el resto, se destinará a la exportación.

1.9 Consumo de servicios

1.9.a Consumo energético

El consumo energético de una planta de producción de biodiesel depende de su tamaño, los equipos utilizados, su eficiencia energética y la materia prima utilizada. Los agitadores de los reactores, las bombas, las torres de enfriamiento de agua, etc. utilizados en la planta requieren energía eléctrica para su funcionamiento.

Se estima que una planta de producción de biodiesel en Argentina consume entre 6,9 y 9,2 kW/h por tonelada de biodiesel producida. Estos números son altamente estimativos y

dependen fuertemente de la integración energética de la planta, por lo cual los valores reales podrían resultar mayores o menores.[1.33]

1.9.b Consumo de agua

De manera similar a la energía, el consumo de agua de una planta de producción de biodiesel depende fuertemente de varios factores. Los principales usos de esta son en el lavado de los productos y el enfriamiento de corrientes calientes. Se estima que una planta de producción de biodiesel en Argentina consume entre 1 y 1,8 m³ de agua por tonelada de biodiesel producida, aunque estos números son estimativos y podrían ser mucho menores dependiendo de cómo se reciclen y reutilicen los efluentes.[1.34]

1.10 Ubicación de la planta

La elección de la ubicación de la planta depende de varios factores que afectan su eficiencia operativa:

- Acceso a materia prima: la materia prima representa el 80% del costo de producción de biodiesel, por lo cual su disponibilidad y proximidad a sus fuentes es esencial para el éxito del proyecto.
- Infraestructura de transporte: debido a que se pretende utilizar el biodiesel producido no sólo para el corte local, sino también para la exportación, se necesita una buena infraestructura de transporte para la distribución del producto.
- Acceso a mercados: la cercanía a los principales mercados del producto puede reducir considerablemente los costos de transporte.
- Condiciones climáticas: siendo que la principal materia prima es derivada de cultivos, las condiciones climáticas afectan fuertemente la productividad de la planta.

La provincia de Santa Fe es por mucho la mayor productora de biodiesel en Argentina, reuniendo todas las condiciones necesarias para la producción del combustible, por lo cual resulta una elección adecuada para la ubicación de la planta.

La ciudad de San Lorenzo se ubica en el centro de la zona de producción de soja, y cuenta con una buena infraestructura de transporte. Está ubicada cerca del río Paraná, y posee un parque industrial destinado a procesos similares, por lo cual se elige a esta localidad como sede de la planta.

1.11 Justificación preliminar del proyecto

En este capítulo, se ha discutido la gran fluctuación e incertidumbre que sufre la producción de biodiesel, no sólo a nivel nacional sino también a nivel mundial. Aún así, se considera que es viable continuar con el proyecto de instalación de la planta de producción de biodiesel. La creciente escasez de combustibles fósiles, la necesidad de reducir emisiones de contaminantes, la necesidad de reutilizar recursos como el AVU y la creciente demanda a

nivel mundial hacen que, a pesar de cierta disminución en la producción, consumo y exportación del biodiesel en los últimos años, este siga siendo una salida alentadora no sólo desde el punto de vista económico, sino también ambiental.

Bibliografía

- [1.1] “Proceso de transesterificación”
https://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1405-888X2022000100311
- [1.2] “Aceites para la producción de biodiesel”
<https://dialnet.unirioja.es/servlet/articulo?codigo=5038487>
- [1.3] “Variables que afectan a la reacción de transesterificación”
<https://uvadoc.uva.es/bitstream/handle/10324/25737/TFG-I?sequence=1>
- [1.4] “Contenido de ácidos grasos”.
https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/2018/05/capitulo_vii_grasosactualiz_2021-08.pdf
- [1.5] “Aceites comestibles”. https://cie.gov.ar/web/images/BIODIESEL_2019.pdf
- [1.6] “Precio: Aceite de soja”. https://dinem.magyp.gov.ar/dinem_fob.WP_ConsProdf.aspx
- [1.7] “Propiedades y calidad de aceite vegetal usado”.
https://www.researchgate.net/publication/303821262_ESTERIFICACION_Y_TRANSESTERIFICACION_DE_ACEITES_RESIDUALES_PARA_OBTENER_BIODIESEL
- [1.8] “Precio del aceite de girasol a granel” Subsecretaría de Mercados Agropecuarios.
https://dinem.magyp.gov.ar/dinem_fob.WP_ConsProdf.aspx
- [1.9] “Transesterificación de aceite vegetal para la producción de biodiesel mediante catálisis enzimática”. <https://cicese.repositorioinstitucional.mx/jspui/bitstream/1007/1152/1/182451.pdf>
- [1.10] “Ficha técnica de metanol”. <https://quimica.yypf.com/assets/fichas/Metanol.pdf>
- [1.11] “Precio de Metanol”. <https://www.methanol.org/methanol-price-supply-demand/>
- [1.12] “Biodiesel a partir de aceite vegetal virgen y usado en frituras”.
<https://ri.conicet.gov.ar/handle/11336/134923>
- [1.13] “DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE BIODIESEL”. JÉRÔME HERVÉ LAMOUREUX, 2007.
- [1.14] “Especificaciones de biodiesel”. https://www.ecofield.net/Legales/Combustibles/res689-22_SE-a2.pdf
- [1.15] “Análisis de la refinación de glicerina obtenida como coproducto en la producción de biodiesel”. http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0123-21262010000100001
- [1.16] “Porcentajes de corte de biodiesel”.
<http://servicios.infoleg.gov.ar/infolegInternet/anexos/365000-369999/366627/norma.htm>

Diseño de una planta de producción de biodiesel
Facultad de Ingeniería-UNMDP

- [1.17] “Estadísticas de biodiesel y bioetanol”. <https://datos.gob.ar/is/dataset/energia-estadisticas-biodiesel-bioetanol>
- [1.18] “Informe del Departamento de Agricultura de EE. UU sobre Argentina”. <https://fas.usda.gov/data/argentina-biofuels-annual-8>
- [1.19] “Predicciones sobre la producción según la Bolsa de Comercio de Rosario”. <https://www.bcr.com.ar/es/mercados/investigacion-y-desarrollo/informativosemanal/noticias-informativo-semanal-78>
- [1.20] Secretaría de Energía Presidencia de la Nación; “Precios de Biodiesel”; https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios.php
- [1.21] UFOP reporte de estado "Biodiesel & Co. 2022/2023". <https://www.ufop.de/english/bio-fuels/>
- [1.22] “Reporte Departamento de Agricultura de EE. UU sobre Indonesia”. <https://apps.fas.usda.gov/newgainapi/api/Report/DownloadReportByFileName?fileName=Indonesia%20to%20Implement%20Biodiesel%20B35%20in%20February%202023%20Jakarta%20Indonesia%20ID2023-0001.pdf>
- [1.23] “Reporte Departamento de Agricultura de EE. UU sobre su producción de biodiesel”. <https://www.ers.usda.gov/data-products/u-s-bioenergy-statistics/>
- [1.24] “Reporte Departamento de Agricultura de EE. UU sobre Brasil”. <https://apps.fas.usda.gov/newgainapi/api/Report/DownloadReportByFileName?fileName=Biofuels%20Annual%20Brasilia%20Brazil%20BR2023-0018>
- [1.25] “Informe de la exportacion de biodiesel y glicerol en Argentina”. [https://www.magyp.gob.ar/sitio/areas/bioenergia/informes/archivos/000008_Informes%20Bioenerg%C3%ADa%202024/240400_Informe%20Bioenerg%C3%ADa%20\(Abril%202024\).pdf](https://www.magyp.gob.ar/sitio/areas/bioenergia/informes/archivos/000008_Informes%20Bioenerg%C3%ADa%202024/240400_Informe%20Bioenerg%C3%ADa%20(Abril%202024).pdf)
- [1.26] “Pretratamiento para el aceite usado”. <https://rdu.unc.edu.ar/bitstream/handle/11086/1737/PI-%20STEMPHELET%20Laureano.pdf?sequence=1>
- [1.27] Proceso de transesterificación: “Obtención de biodiesel a partir de aceites vegetales empleando catalizadores sólidos nanoestructurados” por el Ing. Edgar Maximiliano Sánchez Faba.
- [1.28] “Proceso de transesterificación”. <https://repository.eafit.edu.co/server/api/core/bitstreams/14f949bb-0f6e-4b3a-95eb-80f4ae9ba76a/content>
- [1.29] “Transesterificación con catalizadores enzimáticos”. <https://congresos.unlp.edu.ar/xxiicac2021/wp-content/uploads/sites/28/2022/03/5683.pdf>
- [1.30] “Lavados con agua en purificación de biodiesel”. <https://cimav.repositorioinstitucional.mx/jspui/bitstream/1004/349/1/Tesis%20Juan%20Antonio%20Alfonso%20Alvarez.pdf>
- [1.31] “InfoLEG” Ministerio de Justicia de la Nación. <https://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/215000-219999/217216/norma.htm>

[1.32] “Balance energético de la producción de biodiesel a partir de soja en la República Argentina”
Ing. Agr. M. Sc. Lidia B. Donato Ing. Ambiental Ignacio Roberto Huerga Ing.Agr., Jorge A. Hilbert.
https://www.biodiesel.com.ar/download/Balance_energetico_de_la_produccion_de_biodiesel_a_partir_de_soja_en_Argentina.pdf

[1.33] “Estudio piloto indicadores GBEP de sustentabilidad de la bioenergía en Argentina” Centro
Ideas de la Universidad Nacional de San Martín (UNSAM).
https://www.magyp.gob.ar/sitio/areas/bioenergia/sustentabilidad/archivos/000001_Indicadores%20de%20Sustentabilidad%20de%20Bioenerg%C3%ADa%20Argentina/000001_Indicadores%20de%20Sustentabilidad%20de%20Bioenerg%C3%ADa%20Argentina.pdf

Facultad de Ingeniería-UNMDP

Capítulo 2: Diagrama de flujo y balance global de la planta

Diseño de una planta de producción de biodiesel

2.1 Resumen ejecutivo

Existen múltiples rutas químicas por las cuales se puede obtener biodiesel a partir de aceites vegetales. Para la producción en nuestra planta, se opta por utilizar la transesterificación de triglicéridos por metanol con catálisis homogénea por hidróxido de sodio.

Tras definir la reacción a utilizar, se definen las condiciones de operación óptimas para obtener la conversión de reactivos deseada:

Tabla 2.1: Condiciones de reacción de los reactores.

	Agitación (rpm)	Relación molar metanol-AGL/TG	Temperatura (°C)	Carga de catalizador (% p/p)
Esterificación de AGL	200	6:1	45	2,26
Transesterificación de TG	400	6:1	60	1

La planta se dividirá en tres sub plantas: la primera para el tratamiento de materia prima, la segunda para el proceso de transesterificación de triglicéridos para la obtención de biodiesel, y la tercera para la separación y purificación de productos:

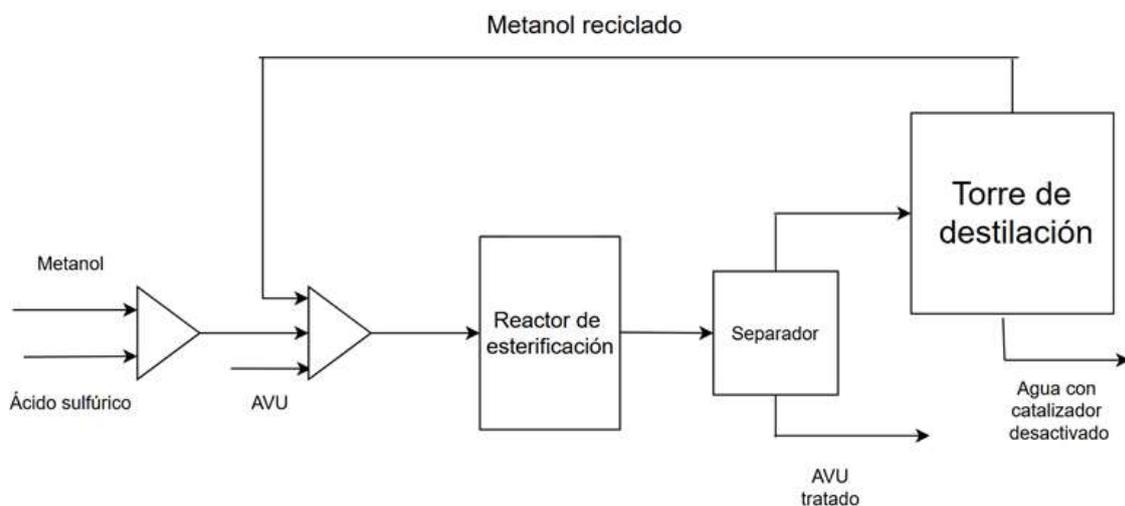


Figura 2.1: Esquema preliminar de la subplanta de tratamiento de materia prima.

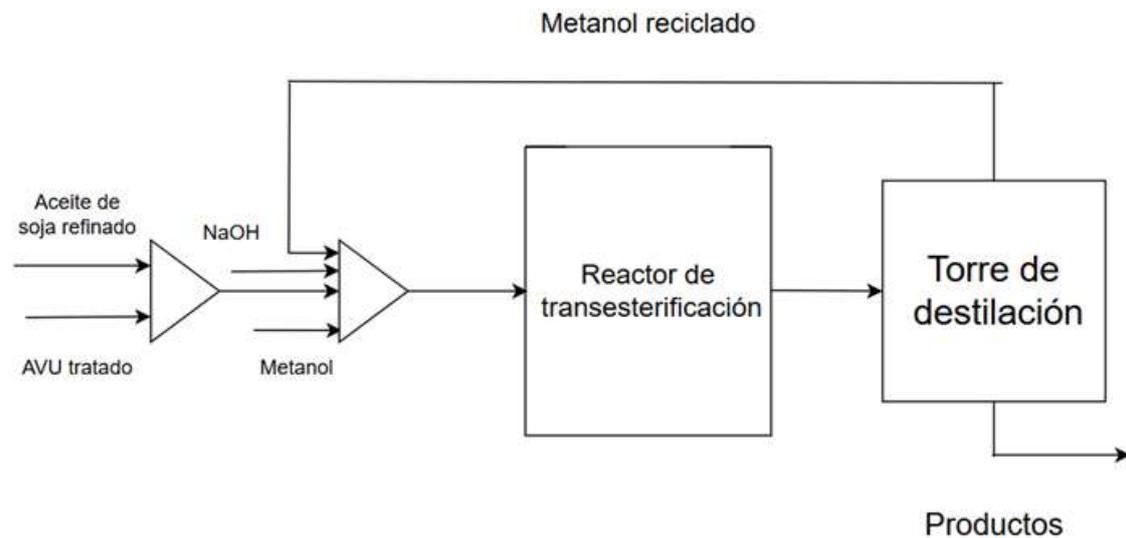


Figura 2.2: Esquema preliminar de la subplanta de transesterificación.

Se opta por la utilización de reactores CSTR para todas las reacciones, utilizando 2 reactores en serie con separación de productos intermedia en la transesterificación, para alcanzar una mayor conversión de reactivos.

Se establece una efectividad global de la planta del 85% que tiene en cuenta los efectos de la disponibilidad de la misma, el porcentaje de producto conforme con la especificación y performance de la planta. Esto da una producción instantánea de 117647 ton/año, que es el valor que se utilizará para los cálculos del balance de masa.

Finalmente, se realiza el balance de masa global para cada una de las subplantas y para la planta en general. Sólo se considera corrientes de entrada y salida para este balance, por lo cual no se toman en cuenta los catalizadores, que no forman parte de las reacciones y por tanto no son consumidos, ni los reactivos reciclados en exceso, que son reutilizados sin ser consumidos:

Tabla 2.2: Balance de masa de la planta.

Balance total			
Corriente de entrada (ton/año)		Corriente de salida (ton/año)	
Aceites (AVU+Soja)	116739	Biodiesel especificación en	117647
Metanol	12905	Glicerina especificación en	11858
		Agua residuo	88,46
Total	129644	Total	129593

2.2 Objetivos del capítulo

En el siguiente capítulo, se presenta en detalle la ruta química utilizada para la producción de biodiesel, así como los factores que influyen en su velocidad y rendimiento como la temperatura, grado de mezclado, relación molar de los reactivos, y los parámetros cinéticos y termodinámicos relevantes.

Luego, se muestra el esquema general de la planta, dividida en 3 subplantas: una subplanta de tratamiento de materia prima, otra de producción y una tercera de purificación de productos, junto con los balances de masa de las distintas etapas y de la planta en su totalidad.

2.3 Ruta química

Como se mencionó en el Capítulo 1, la ruta química elegida para la producción de biodiesel en esta planta es la transesterificación del aceite de soja por metanol con hidróxido de sodio como catalizador. Esta reacción involucra tres reacciones reversibles en serie, cada una de las cuales da como producto una molécula de FAME. [2.1]

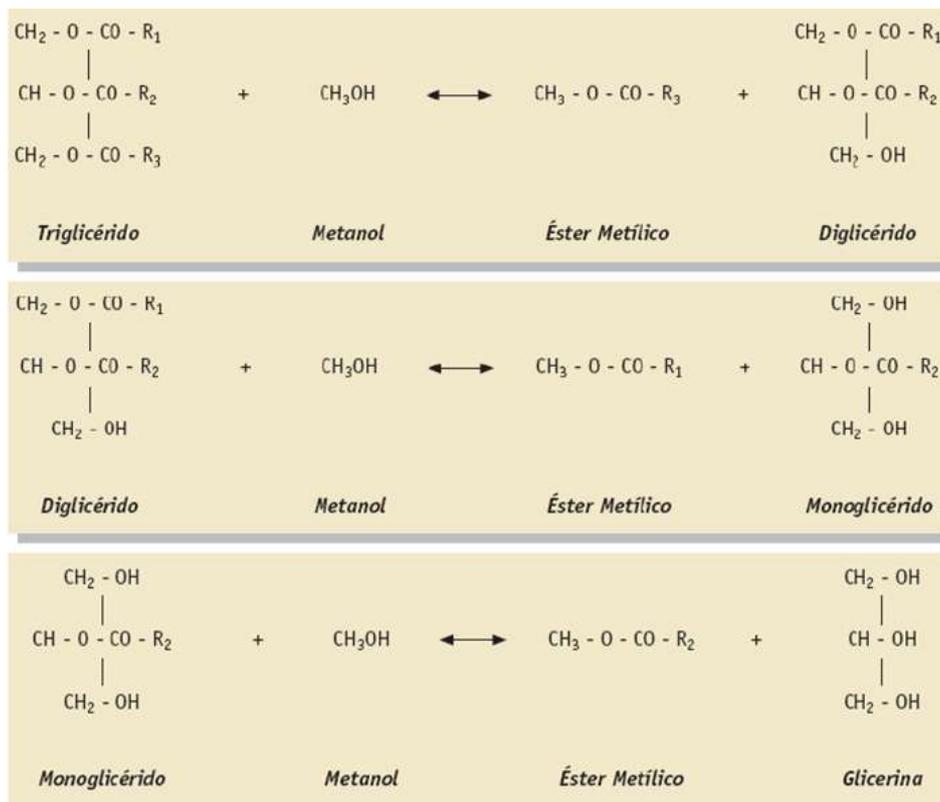


Figura 2.3: Mecanismo de reacción de la transesterificación de un triglicérido.

La reacción da como producto 3 moles de biodiesel y 1 mol de glicerina por cada mol de triglicérido reaccionante. La relación estequiométrica entre el metanol y el triglicérido es 3:1, sin embargo, es conveniente utilizar un exceso de alcohol para desplazar el equilibrio de la reacción hacia los productos. [2.2]

Las etapas de reacción son ligeramente exotérmicas, por lo cual se deberá remover el calor producto de la reacción, ya que, a pesar de que una mayor temperatura resultaría en una cinética más rápida, y si bien el glicerol y el biodiesel tienen poca solubilidad y por tanto no reaccionan en condiciones de reposo, el contacto entre fases producido por la agitación en el reactor podría permitir que ocurra la reacción inversa, por lo cual el incremento de temperatura podría desplazar el equilibrio de manera indeseada hacia los reactivos.

2.4 Cinética de reacción

2.4.a Relación molar

La relación molar de los reactivos es uno de los principales factores que determinan la cinética y el rendimiento de la reacción. Si bien la estequiometría de la reacción requiere de 3 moles de metanol por mol de triglicérido reaccionante, un exceso de metanol genera el desplazamiento del equilibrio que favorece la formación de producto. Estudios realizados sobre esta variable muestran que una relación molar 6:1 conduce a una cinética rápida y una alta conversión de los triglicéridos. [2.3]

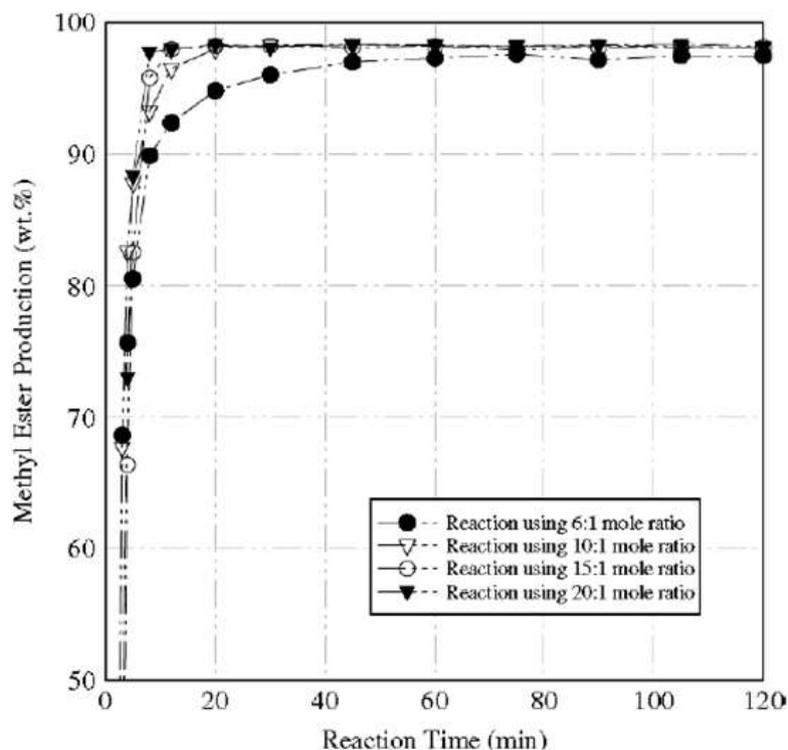


Figura 2.4: Producción de FAME en función del tiempo, para distintas relaciones molares de reactivos, a 60°C con agitación de 400 rpm y concentración de catalizador básico 0.5% p/p.

Si bien puede observarse en la figura anterior que, una relación molar aún mayor lleva a una disminución en el tiempo de reacción necesario para alcanzar conversiones cercanas al 100%, esto presenta inconvenientes para procesos tales como la disolución de la glicerina en el metanol y una mayor dificultad para el reciclado del alcohol. Considerando que la reacción alcanza una concentración del 90% p/p del producto deseado en aproximadamente 5 minutos para todas las relaciones molares mayores a 6:1, se considera que no es necesario utilizar metanol en una mayor proporción. [2.2]

2.4.b Grado de mezclado

El aceite de soja y el metanol tienen una solubilidad baja, por lo cual forman dos fases distintas. Es entonces la transferencia de materia la que gobierna la cinética de la reacción de transesterificación de triglicéridos, por lo cual es esencial lograr un buen contacto entre ambas fases líquidas. Por otra parte, el metanol es soluble en los metil-ésteres que se forman como producto de la reacción, por lo cual, a medida que la reacción avanza, la transferencia de masa pierde importancia como factor limitante y el control de la misma se vuelve cinético, es decir, gobernado por la temperatura. [2.4]

Tomando todo esto en cuenta, es necesario tener un buen mezclado en el reactor de transesterificación para obtener una velocidad de reacción aceptable. Los estudios realizados sobre el efecto de la agitación sobre la producción de biodiesel sugieren que una agitación de 400 rpm resulta óptima. [2.3]

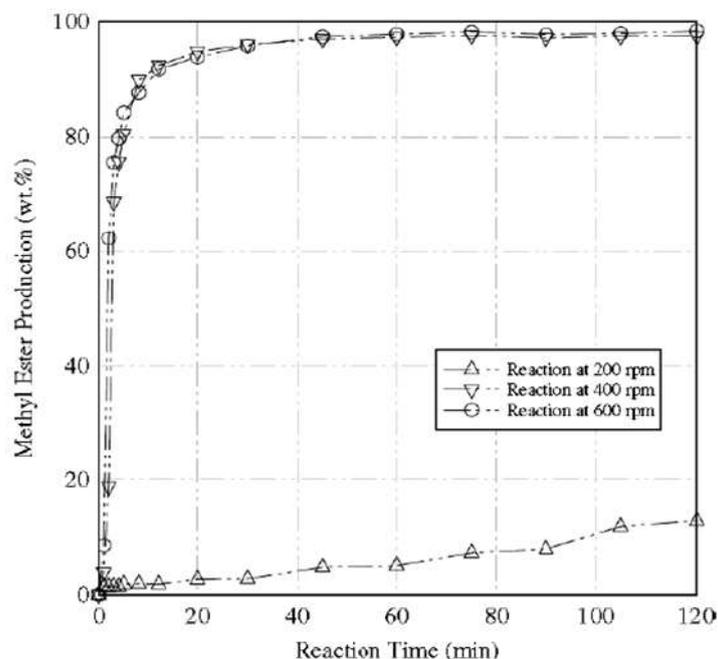


Figura 2.5: Producción de FAME en función del tiempo, para distintos grados de agitación a 60°C, con relación molar 6:1 y concentración de catalizador básico 0.5% p/p.

Como puede observarse en la figura anterior, una agitación de 200 rpm resulta insuficiente para alcanzar una conversión de reactivos satisfactoria en un tiempo razonable. Por otro lado, prácticamente no se observan diferencias al aumentar la agitación de 400 a 600 rpm, alcanzando concentraciones de FAME superiores al 80% en los primeros minutos de la reacción para ambos casos, luego de lo cual el control pasa a ser cinético. Por esta razón, se considera innecesario operar en condiciones de agitación mayores a 400 rpm. [2.3]

2.4.c Temperatura

Tras alcanzar un buen grado de mezclado, el control de la reacción es cinético y por tanto depende de la temperatura. Debe destacarse que en condiciones de presión ambiente, el metanol tiene una temperatura de ebullición de apenas 64,7°C, por lo cual no es recomendable exceder esta temperatura para evitar la pérdida de reactivo. No obstante, los estudios realizados indican que es posible realizar la reacción de transesterificación a temperaturas inferiores a la de ebullición del metanol, y aún así obtener altas conversiones de reactivos a tiempos bajos. [2.3]

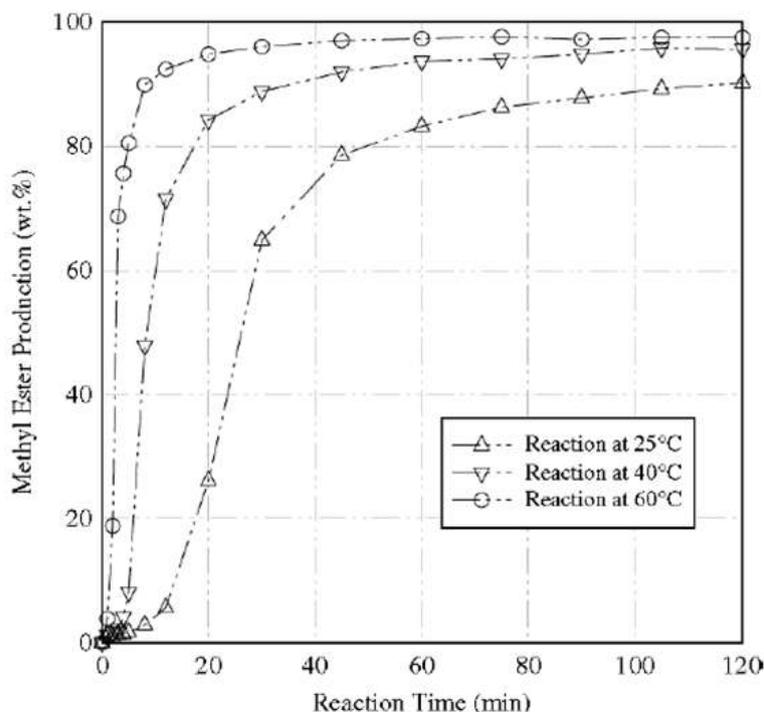


Figura 2.6: Producción de FAME en función del tiempo, para distintas temperaturas, con relación molar 6:1, agitación de 400 rpm y concentración de catalizador básico 0.5% p/p.

Además de favorecer la cinética de la reacción sin afectar el equilibrio de manera negativa, el aumento de la temperatura también disminuye la viscosidad del aceite de manera apreciable, lo cual facilita el contacto entre fases y favorece la transferencia de masa. Por estas razones, se opta por operar a 60°C, de tal manera que se evite alcanzar la temperatura de ebullición del metanol. [2.3]

2.4.d Catalizador

Como se mencionó en el Capítulo 1, los principales catalizadores utilizados en la industria del biodiesel son los catalizadores homogéneos básicos, los cuales presentan velocidades de reacción superiores a las de los ácidos. Si bien estos afectan las propiedades cinéticas de la reacción, no afectan la termodinámica de la misma, y no son consumidos como reactivos, pudiendo ser reutilizados. Esto es, sin embargo, altamente difícil para el caso de catalizadores homogéneos, que deben ser separados del resto de los compuestos por procesos físicos o químicos.

El catalizador básico más usado para la reacción de transesterificación de triglicéridos es el hidróxido de sodio, el cual puede actuar como catalizador frente a cualquier aceite siempre y cuando haya una concentración de ácidos grasos menor al 1% p/p para evitar que reaccione con estos para formar jabones. Los estudios muestran que el uso de hidróxido de sodio en concentraciones de entre 0,5 y 1,5% p/p evitan la formación de cantidades significativas de jabón. [2.5]

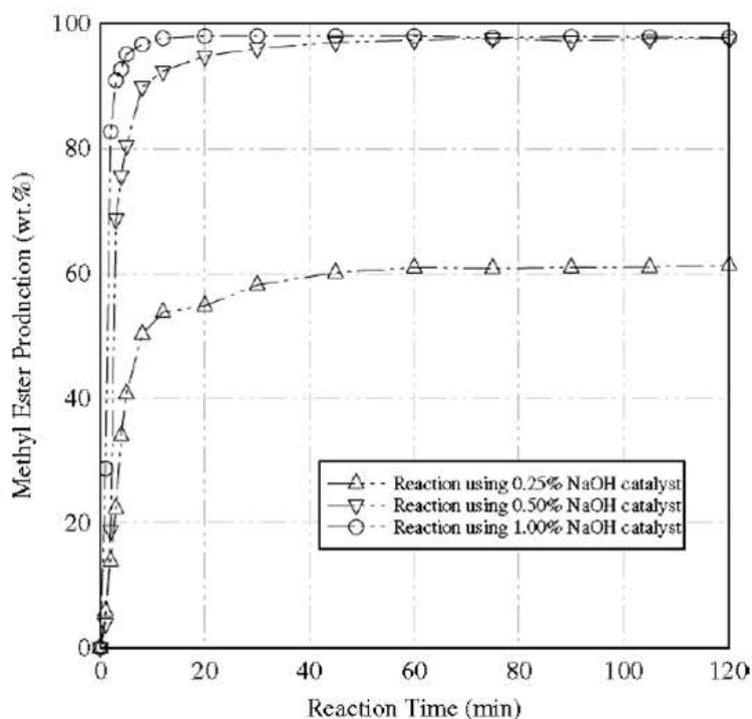


Figura 2.7: Producción de FAME en función del tiempo, para distintas concentraciones de catalizador con relación molar 6:1, agitación de 400 rpm y temperatura de 60°C.

A concentraciones de 0,25% p/p, la concentración de FAME no superó el 60% p/p debido a que el catalizador fue consumido por la saponificación. Mayores concentraciones de catalizador resultaron en una producción de biodiesel mucho más alta. El estudio realizado para concentración 1% p/p en particular alcanzó una conversión del 82,7% en sólo 2 minutos, por lo cual se optó por utilizar esta concentración de hidróxido de sodio.

Debe tomarse en cuenta que la saponificación no sólo resulta en una pérdida neta de reactivo y catalizador, sino que también resulta en la formación de una emulsión entre el biodiesel y el glicerol que dificulta su separación, por lo cual es esencial evitar que ocurra en cualquier medida que pueda afectar la producción. [2.3]

2.5 Capacidad de producción

La efectividad global de proceso (EGP) se ve determinada por 3 factores:

- Disponibilidad: son las horas disponibles para operar la planta respecto del total. Este factor tiene en cuenta tanto las paradas de mantenimiento programadas como las imprevistas, además de factores externos tales como un corte de energía eléctrica, corte de agua, etc. Para este factor se toma entonces un valor de referencia igual al 95%.
- % Producto conforme: se refiere al producto producido dentro de especificación respecto de la totalidad producido. Los factores que lo afectan son, por ejemplo, la calidad de las materias primas, los desvíos de proceso, las fallas en equipos, etc. En este caso se suele tomar un valor de referencia del 99%.

- Performance: es la capacidad de producción respecto de la capacidad estándar. Dentro de los factores que afectan la performance están: disponibilidad de materias primas, desvíos de proceso, fallas en equipos, capacitación, limitaciones externas, etc. Este factor depende también de la madurez de la operación, y suele considerarse un valor de referencia del 85%.

Se toma como EGP el valor reportado de 85%. Dado que se quiere obtener una producción de 100000 ton/año, la capacidad instantánea de la planta deberá ser de 117650 ton/año aproximadamente.

2.6 Tecnología de proceso

2.6.a Tratamiento de materia prima

A fin de reducir los costos de materia prima y de reutilizar recursos de otras industrias, el aceite de soja utilizado será cortado con un 20% de AVU. Como se discutió en el Capítulo 1, se considera que este es casi idéntico al aceite de girasol alto oleico, el cual está compuesto por una mezcla de triglicéridos similar a la del de soja. La principal diferencia entre el aceite de soja refinado y el AVU es su contenido de AGL, el cual ronda alrededor del 7%, mientras que el aceite de soja contiene sólo aproximadamente 0,3%. Si bien el AVU puede contener restos sólidos que pueden generar obstrucciones en los equipos y cañerías, para los fines de este proyecto, se considera que el AVU utilizado ha sido filtrado apropiadamente y no contiene restos sólidos.

Debido a que los AGL reaccionan con el catalizador básico utilizado para formar jabones, lo cual resulta en pérdida de materia prima, catalizador y la formación de un producto indeseado que provoca una emulsión de los productos a separar, es necesario eliminarlos para evitar inconvenientes en la producción de biodiesel. Para esto, se utiliza una reacción de esterificación con alcohol catalizada por ácidos fuertes. [2.1]

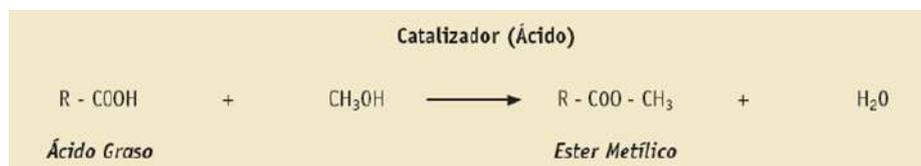


Figura 2.8: Esterificación de AGL catalizada por ácido.

Se considera que sólo ocurre la reacción de esterificación de ácidos grasos y no la de transesterificación de triglicéridos, ya que esta última se ve más beneficiada por catalizadores básicos.

Tras realizar esta reacción, debe separarse el aceite y los ésteres resultantes del metanol, que será reciclado, el catalizador básico, que deberá ser neutralizado, y del agua, ya que esta podría provocar la hidrólisis de triglicéridos, lo cual resultaría en la formación de nuevos ácidos grasos. Existen varias alternativas para separar a estos compuestos, tales como

decantación, torres de lavado y torres de destilación. Debido a que esta primera opción requiere tiempos de residencia demasiado grandes para la escala de nuestra operación, y de que la segunda opción requiere de un consumo adicional de agua y energía, se opta por el uso de una torre de destilación para separar el AVU tratado del agua, metanol y ácido. La eficiencia y dimensiones de los equipos de separación serán desarrolladas más adelante.

Se desea reducir la concentración de AGL de 7 a 1% p/p, es decir, se debe lograr una conversión del 85,7% de los ácidos grasos. Se han realizado estudios sobre los efectos de la temperatura y la concentración de ácido sulfúrico como catalizador para condiciones de relación molar 6:1 de metanol respecto al AGL y agitación 200 rpm. [2.6]

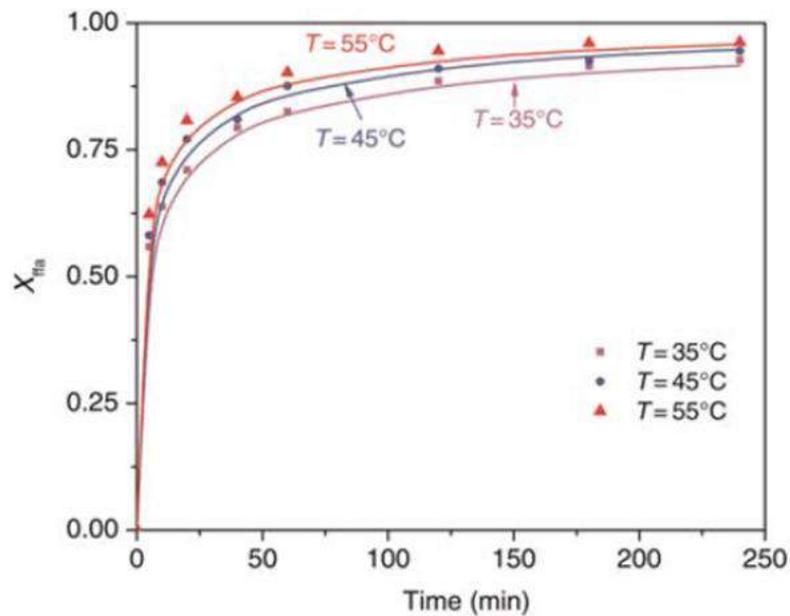


Figura 2.9: Conversión de AGL en función del tiempo, para distintas temperaturas, con relación molar 6:1, agitación de 200 rpm y concentración de ácido sulfúrico 2,1%.

No se observa una diferencia de tiempo considerable para valores similares de conversión más allá de los 45°C, por lo cual se opta por operar a esta temperatura. [2.6]

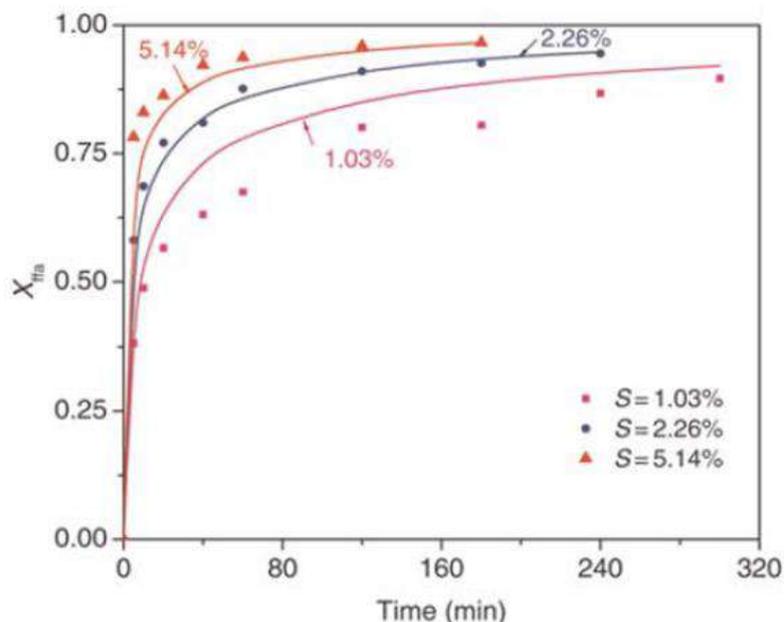


Figura 2.10: Conversión de AGL en función del tiempo, para distintas concentraciones de ácido sulfúrico con relación molar 6:1, agitación de 200 rpm y temperatura de 45°C.

Si bien se requieren tiempos de reacción menores para obtener la conversión deseada para una carga de catalizador del 5,14%, esto representa un mayor costo de este compuesto, al igual que un mayor consumo de álcalis para neutralizarlo luego de su uso. Por estas razones, se optó por trabajar con una carga de catalizador de 2,26% p/p. [2.6]

2.6.b Transesterificación

Para realizar la reacción de transesterificación de triglicéridos, se debe disolver el catalizador básico, hidróxido de sodio, en el alcohol reaccionante, metanol. Estos luego serán mezclados con el aceite de soja refinado, previamente mezclado con el AVU con contenido de AGL 1%, proveniente de la subplanta de esterificación.

El principal problema presentado por cualquier catalizador homogéneo es el de su recuperación. Mientras que en el caso de catalizadores heterogéneos se puede separar a estos de los reactivos y productos fácilmente, la separación del catalizador homogéneo puede requerir de procesos físicos y químicos costosos. Es por eso que, para los fines del proyecto, se opta por neutralizar el hidróxido de sodio luego de la reacción y reponerlo.

Existen varias opciones para la elección del reactor de transesterificación de triglicéridos. El más utilizado en la industria es el tanque agitado continuo (TAC, o CSTR por sus siglas en inglés, Continuous Stirred Tank Reactor), ya que permite un buen control de la temperatura y cinética de reacción. Usualmente se utilizan múltiples reactores en serie tras la separación de la glicerina, de manera que los reactivos sin reaccionar de un reactor alimenten al siguiente, lo cual permite mayores conversiones de reactivos. [2.7]

2.6.c Separación

Tras la reacción, se obtiene el biodiesel como producto principal y la glicerina como subproducto, que deberán ser separados para sus respectivos tratamientos de purificación. Para esto, se utiliza una torre de lavado, ingresando la corriente de productos por el fondo y el agua por tope. La glicerina, el metanol y el hidróxido de sodio, que son solubles en agua, salen por el fondo, mientras que el biodiesel y los glicéridos sin reaccionar, que no lo son, salen por tope. Debido a que se debe neutralizar el catalizador luego de la reacción, el agua de lavado ingresa acidulada con ácido fuerte. [2.8]

Luego de la separación de los productos, debe procederse a purificarlos para alcanzar las normativas técnicas de su composición. Debido a los altos grados de conversión alcanzados para las condiciones de operación elegidas, las principales impurezas a eliminar del biodiesel producido son el agua remanente de los lavados y el metanol sin reaccionar. Para esto, suelen utilizarse columnas de destilación. El glicerol contiene impurezas similares, que se separarán utilizando una columna de destilación operando en vacío. La eficiencia y dimensiones de los equipos de separación utilizados para su purificación serán desarrolladas más adelante. [2.9]

2.7 Balance de masa

Para el balance de masa preliminar de la planta, se consideran las corrientes de entrada, es decir, las materias primas, y las de salida, es decir, los productos. Se considera que toda el agua utilizada es reciclada, y dado que esta no es consumida por las reacciones, no ingresa ni sale de la planta luego de su puesta en marcha. Las corrientes de entrada consisten en:

- Aceite de soja refinado
- AVU
- Metanol
- Hidróxido de sodio
- Ácido sulfúrico

Se considera que todo el metanol sin reaccionar es reciclado, por lo cual las corrientes de salida consisten en:

- Biodiesel
- Glicerina
- Catalizadores desactivados

2.7.a Subplanta de tratamiento de materia prima

En esta subplanta deben ingresar el AVU, que representa el 20% del aceite utilizado para la producción de biodiesel, el metanol en relación molar 6:1 con el AGL (7% en peso del AVU) y ácido sulfúrico en concentración 2,26% respecto al AGL:

$$Q_{EE} = AVU_{EE} + CH_3OH_{EE} + H_2SO_4_{EE}$$

Egresarán de la misma el AVU con contenido de AGL 1%, el biodiesel producido por la reacción de esterificación y el agua de lavado con catalizador desactivado, ya que, como se mencionó, todo el metanol sin reaccionar es reciclado:

$$Q_{SE} = AVU_{SE} + FAME_{SE} + H_2O_{\text{residuo}}$$

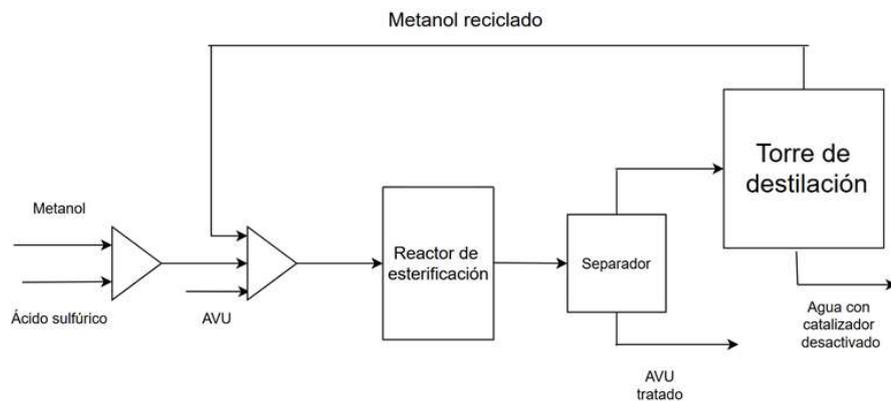


Figura 2.11: Diagrama de flujo de la subplanta de tratamiento de materia prima.

2.7.b Subplanta de transesterificación

En esta subplanta debe ingresar el AVU proveniente de la subplanta de tratamiento de materia prima, el aceite de soja refinado, el metanol en relación molar 6:1 con los triglicéridos y el hidróxido de sodio en concentración 1% p/p respecto a los triglicéridos:

$$Q_{ET} = AVU_{SE} + TG_{ET} + CH_3OH_{ET} + NaOH_{ET}$$

Egresan de la misma el biodiesel y la glicerina producto de la reacción, los glicéridos sin reaccionar, el metanol a ser reciclado y el catalizador:

$$Q_{ST} = FAME_{ST} + GL_{ST} + SR_{ST} + CH_3OH_{ST} + NaOH_{ST}$$

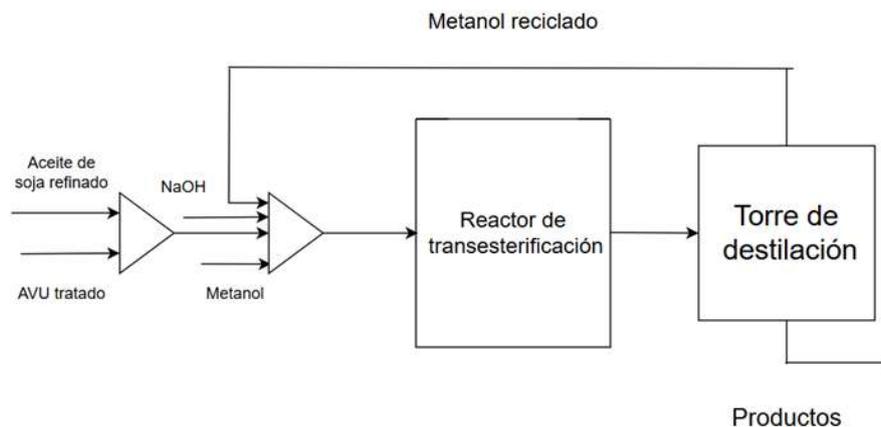


Figura 2.12: Diagrama de flujo de la subplanta de transesterificación.

2.7.c Subplanta de purificación

En esta subplanta ingresa la corriente de salida de la subplanta de transesterificación, y egresan los productos purificados, es decir, biodiesel en especificación 96,5% y glicerina 99,7%.

2.7.d Balances acoplados de masa

Considerando la producción anual como 117647 ton/año de biodiesel en especificación, se calcula el caudal másico y la composición de cada una de las corrientes:

Tabla 2.3: Balances de masa globales para la subplanta de tratamiento de materia prima.

Subplanta de tratamiento de materia prima			
Corrientes de entrada (ton/año)		Corrientes de salida (ton/año)	
AVU	23408	AVU	22004
AGL	1638	AGL	234
Metanol	187,2	Metanol	26,74
		Biodiesel	1476
		Agua residuo	88,46
Total	23595	Total	23595

Para estos balances no se consideran el exceso de metanol utilizado para alcanzar las condiciones de reacción deseadas, ya que este se recicla, ni el catalizador ácido, ya que este no es consumido, por lo cual ingresa en igual cantidad que sale. La cantidad necesaria es de 2,26% relativo al total de AGL que ingresa, por lo cual la corriente de ácido sulfúrico será igual a 35,75 ton/año.

Tabla 2.4: Balances de masa globales para la subplanta de transesterificación.

Subplanta de transesterificación			
Corrientes de entrada (ton/año)		Corrientes de salida (ton/año)	
Aceite refinado	94735	Biodiesel puro	113529
SE	23507	Glicerina pura	11823
Metanol	12718	Metanol	381,54
		Aceite sin reaccionar	3547,26
Total	130960	Total	130960

Para estos cálculos, se consideró una conversión de los productos del 97% basado en estudios realizados sobre el uso de dos reactores TAC. Al igual que en la subplanta de pretratamiento de materia prima, no se considera el metanol en exceso ya que es reciclado, ni el catalizador ya que no es consumido. La cantidad necesaria de este es 1% respecto a los triglicéridos totales, lo cual representa una corriente de hidróxido de sodio de 1165 ton/año.

El metanol y el agua, que se separan como impurezas de los productos en la subplanta de purificación, son reciclados para su uso en los equipos relevantes, por lo cual las únicas salidas de esta subplanta son el biodiesel y el glicerol en especificación.

El balance global de la planta es, entonces:

Tabla 2.5: Balances de masa globales para la subplanta de transesterificación.

Balance total			
Corriente de entrada (ton/año)		Corriente de salida (ton/año)	
Aceites (AVU+Soja)	116739	Biodiesel en especificación	117647
Metanol	12905	Glicerina en especificación	11858
		Agua residuo	88,46
Total	129644	Total	129593

Bibliografía

- [2.1] “DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE BIODIESEL”. JÉRÔME HERVÉ LAMOUREUX, 2007.
- [2.2] “Obtención de biodiesel por transesterificación de aceites vegetales: nuevos métodos de síntesis” Ana Cristina, Dinis Vicente Pardal. <https://core.ac.uk/download/154167319.pdf>
- [2.3] “Kinetics of hydroxide-catalyzed methanolysis of crude sunflower oil for the production of fuel-grade methyl esters” Manolito E. Bambase, Jr., Nobuyuki Nakamura, Junko Tanaka, and Masatoshi Matsumura.
- [2.4] "Methyl Esters Selectivity of Transesterification Reaction with Homogenous Alkaline Catalyst to Produce Biodiesel in Batch, Plug Flow, and Continuous Stirred Tank Reactors " N. F. Nasir, W. R. W. Daud, K. Kamarudin, and Z. Yaakob.
https://www.researchgate.net/publication/273877222_Methyl_Esters_Selectivity_of_Transesterification_Reaction_with_Homogenous_Alkaline_Catalyst_to_Produce_Biodiesel_in_Batch_Plug_Flow_and_Continuous_Stirred_Tank_Reactors
- [2.5] “Condiciones del proceso de transesterificación en la producción de biodiésel y sus distintos mecanismos de reacción”. <https://www.scielo.org.mx/pdf/tip/v25/1405-888X-tip-25-e481.pdf>
- [2.6] “Production of biodiesel from acid oil using sulfuric acid as catalyst: kinetics study” J.M. Marchetti, M.N. Pedernera, N.S. Schbib. Universidad Nacional del Sur - CONICET.
- [2.7] “Biodiesel Production in Stirred Tank Chemical Reactores: A Numerical Simulation” Alejandro Regalado-Méndez, Rubí Romero Romero, Reyna Natividad Rangel, Sigurd Skogestad.
- [2.8] “Treybal, Robert. Operaciones de transferencia de masa.” Segunda edición. 1988
- [2.9] “Diseño del proceso de producción de Biodiesel y Glicerina a partir de una oleaginosa” Borges, Virginia; Kuczko, Natalia; Lanterna, Ariana y Muñoz, Camila

Facultad de Ingeniería-UNMDP

Capítulo 3: Diseño de sistema de reactores

Diseño de una planta de producción de biodiesel

3.1 Resumen ejecutivo

En el siguiente capítulo se hace un análisis exhaustivo de los reactores empleados en la planta de producción de biodiesel. Para la subplanta de transesterificación, se propone la implementación de dos reactores CSTR que operan isotérmicamente a 60°C y 1 atm. Además, se propone el uso de un serpentín en el primer reactor como sistema de intercambio de calor y agua como fluido refrigerante. En cuanto al reactor de esterificación, se realiza el dimensionamiento en base a datos bibliográficos en condiciones iguales a las simuladas. Este último opera a 45°C y 1 atm.

Por otro lado, se decide utilizar dos lazos de control en cada uno de los tanques. En el primero se utiliza un controlador de caudal en la línea de metanol, para supervisar y controlar la concentración molar de ésteres en la línea de producto. Mientras que, en el segundo lazo, se utiliza un controlador de caudal en la línea de suministro de agua refrigerante, que ingresa al intercambiador de calor para controlar la temperatura del reactor.

3.2 Objetivos del capítulo

En el presente capítulo se muestran los resultados de la simulación (Unisim Design) para dimensionar los reactores utilizados en la planta. Para ello se tuvo en cuenta un modelo cinético para la transesterificación del aceite, y datos bibliográficos para la esterificación de los AGL. Posteriormente se analizó el tamaño óptimo de ambos reactores, según el Código ASME para recipientes sometidos a presión, y se calcularon márgenes que permitieron dimensionar los reactores ante factores como la corrosión, presión de operación, material a utilizar, entre otros parámetros.

Además, se determinó el tipo de rodete a utilizar para el sistema de agitación, con sus dimensiones y la potencia necesaria para producir la reacción, así como las dimensiones de las placas deflectoras. Se realizó también el diseño térmico de un serpentín de intercambio de calor para el primer reactor. Finalmente se realizó un análisis cualitativo de un sistema de control para el sistema de reactores.

3.3 Elección del tipo de reactor

Existe gran variedad de reactores químicos, cada uno de ellos permite distintas condiciones de operación según la naturaleza de los compuestos involucrados y de las condiciones de reacción requeridas. Como se mencionó anteriormente, los principales reactores utilizados en la industria del biodiesel son los tanques de agitado continuos, ya que estos combinan tiempos de residencia bajos, buen contacto entre fases, alto control sobre la temperatura y capacidad de ser dimensionados para escala industrial respecto a otros reactores. [3.1]

Tabla 3.1: Características de distintos reactores para la producción de biodiesel; se resalta la elección del reactor CSTR.

Type of reactor	Residence time	Mass transfer	Temperature control	Current status
Batch stirred tank reactor (BSTR)	1–2 h	Medium	Difficult	Industrial scale
CSTR	≥60 min	Good	Easy	Industrial scale
Jet-stirred reactor (JSR)	~38 min	Good	Difficult	Pilot scale
PFR	19 min	Good	Difficult	Pilot scale
Oscillatory baffled reactor (OBR)	30 min	Excellent	Easy	Pilot scale
Spinning tube-in-tube (STT)	<1 min	Excellent	Easy	Industrial scale
Membrane reactor	1–3 h	Low	Easy	Pilot scale
Reactive distillation reactor	Several minutes	Excellent	Easy	Pilot scale
Annular centrifugal contactor (ACC)	~1 min	Excellent	Easy	Industrial scale
PBR	2.8 h	Low-Good	Difficult	Pilot scale
Fluidized bed reactor (FBR)	–	Good	Easy	Pilot scale
Ultrasonic reactor	10–40 min	Good	Easy	Industrial scale
Hydrodynamic cavitation reactor	~30 min	Good	Easy	Industrial scale
Shockwave power reactor	–	Excellent	Easy	Industrial scale
Static mixer	30 min	Good	Easy	Lab scale
Micro-channel reactor	28 s–several minutes	Excellent	Easy	Lab scale
Microwave reactor	<10 min	Good	Easy	Lab scale

Se utilizará un reactor CSTR en la subplanta de tratamiento de materia prima y dos en serie en la subplanta de transesterificación, por las razones ya expuestas en el capítulo anterior.

3.4 Diseño de reactores

3.4.a Esterificación de AGL

No se poseen datos fiables sobre la cinética de la reacción de esterificación de ácidos grasos libres con metanol, por lo cual se utilizarán datos bibliográficos para el dimensionamiento del reactor CSTR de la planta de tratamiento de materia prima. En el programa Unisim Design, se lo simula como un reactor de conversión, considerando la esterificación de AGL como la única reacción que tiene lugar y la conversión de los reactivos del 85,7% para alcanzar la concentración de AGL en el aceite, requerida para evitar la saponificación. Este opera con una relación molar 6:1, a 45°C, con una agitación de 200 rpm y una carga de catalizador igual al 2,26% en peso del AGL a tratar.

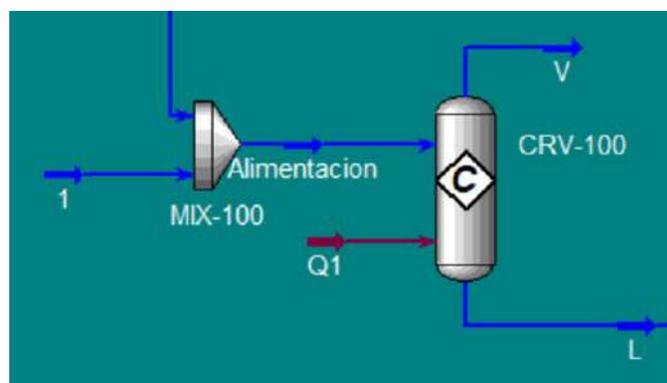


Figura 3.1: Reactor de esterificación y corrientes asociadas, simulado en Unisim Design.

La corriente 1 contiene el AVU a tratar, el metanol consumido por la reacción y el ácido sulfúrico; la alimentación consiste de la combinación de la corriente 1 y del metanol en exceso reciclado. La corriente de vapor V no posee significado físico, ya que la reacción

ocurre a una temperatura inferior a la de ebullición de todos los compuestos involucrados, y todos los compuestos salen por la corriente de líquido L.

Tras el proceso de esterificación, la corriente L es enviada al proceso de purificación y separación para obtener el AVU en especificación, recuperar el metanol el exceso y eliminar los residuos. Estos equipos se verán en más detalle más adelante.

Dado que no hay separación de fases, las corrientes de alimentación y de salida tienen un caudal másico de 2800 kg/h, cuyas composiciones son.

Tabla 3.2: Corrientes de entrada y salida del reactor de esterificación.

Corriente	Triglicérido	AGL	Metanol	Biodiesel	Agua
Alimentación	2484	187	128	0	0
L	2484	26,7	109,7	168,5	10,3

Adicionalmente, ingresa y egresa una corriente de catalizador ácido de 4,23 kg/h según las condiciones de operación definidas.

Según los datos bibliográficos, se requiere un tiempo de residencia de aproximadamente 50 minutos para alcanzar la conversión deseada para las condiciones de reacción utilizadas. [2] Dado que se utiliza un reactor CSTR, se puede calcular su volumen según el tiempo de residencia y el caudal volumétrico, según la ecuación:

$$\tau = V/Q$$

Considerando la densidad de la mezcla como 1006 kg/m³, para un tiempo de residencia de 50 minutos y un caudal másico de 2800 kg/h, se obtiene un volumen de reactor de aproximadamente 2,3 m³. Ingresando este valor como volumen del reactor de conversión en el simulador Unisim Design, se obtienen las dimensiones del mismo.

Tabla 3.3: Dimensiones del reactor de esterificación.

Reactor	Volumen (m ³)	Diámetro (m)	Altura (m)
Esterificación	2.3	1.25	1.875

3.4.b Reactores de transesterificación

En el primer reactor se alimentan la mezcla de aceite de soja refinado, la corriente de productos de la subplanta de tratamiento de materia prima tras su purificación, el metanol necesario para la reacción de transesterificación, el catalizador básico, y el metanol en exceso reciclado:



Figura 3.2: Reactor de transesterificación y corrientes asociadas, simulado en Unisim Design.

Dentro del reactor, los triglicéridos que conforman los aceites reaccionan con el metanol para formar biodiesel y glicerina a través de una serie de reacciones reversibles, que dan diglicéridos y monoglicéridos como productos intermedios.

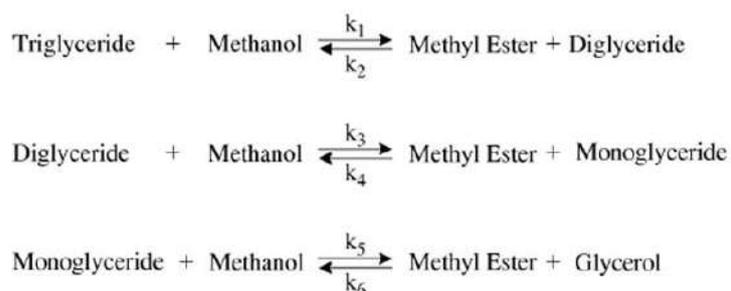


Figura 3.3: Reacciones de transesterificación de triglicéridos.

Los compuestos utilizados en la simulación de estas reacciones en Unisim Design fueron definidos hipotéticamente, y poseen las siguientes características.

Tabla 3.4: Propiedades de los compuestos hipotéticos.

Compuesto	Peso molecular (kg/kmol)	Punto de fusión a presión normal (°C)	Densidad del líquido (kg/m ³)
Triglicérido	879,4	375	915,6
Diglicérido	616,96	367	928,1
Monoglicérido	354,53	358	941,1
Biodiesel	294,48	278,2	888,6

Los datos cinéticos de la reacción de transesterificación se obtuvieron realizando estudios sobre el aceite de girasol, bajo distintas condiciones de operación. Si bien puede considerarse que la composición del aceite de girasol es suficientemente parecida la del aceite de soja refinado, y que los compuestos definidos anteriormente presentan una buena aproximación a sus propiedades físicas y químicas, debe considerarse que estas suposiciones llevarán un cierto grado de error en los cálculos realizados posteriormente, respecto de los datos experimentales. [3.3]

Tomando el caso base como una relación molar de metanol-triglicérido 6:1, temperatura de operación 60°C, agitación 400 rpm y carga de catalizador 0,5%, la investigación sobre la reacción del aceite de girasol con metanol dio los siguientes resultados para las constantes cinéticas de las reacciones involucradas. [3.3]

Tabla 3.5: Constantes cinéticas de las reacciones involucradas en la transesterificación de triglicéridos; se resalta las condiciones utilizadas en este trabajo.

Reaction condition	Rate constant values, mol ⁻¹ L min ⁻¹					
	k ₁	k ₂	k ₃	k ₄	k ₅	k ₆
Standard run	0.0895	0.0094	0.3480	0.1285	0.4884	0.0380
Mixing at 600 rpm	0.1316	0.0195	0.3227	0.2470	0.8611	0.0606
Reaction at 25 °C	0.0074	0.0014	0.0203	0.0109	0.1374	0.0054
Reaction at 40 °C	0.0218	0.0029	0.0651	0.0319	0.2280	0.0128
0.25% catalyst	0.0495	0.1347	0.1002	0.4109	0.1028	0.0599
1.00% catalyst	0.2314	0.0166	0.4488	0.1068	0.8770	0.0632
10:1 mole ratio	0.0738	0.0067	0.0811	0.0798	0.3472	0.0537
15:1 mole ratio	0.0343	0.0032	0.0859	0.0031	0.1668	0.0390
20:1 mole ratio	0.0299	0.0039	0.0856	0.0040	0.1511	0.0416

Se obtuvieron, además, las energías de activación de las reacciones.

Tabla 3.6: Energías de activación de las reacciones involucradas en la transesterificación de triglicéridos.

Reaction	E _a (cal mol ⁻¹)		
	Present work	Nouredinni and Zhu ¹²	Darnoko and Cheryan ¹³
TG → DG	14 040	13 145	14 700
DG → TG	10 739	9932	–
DG → MG	16 049	19 860	14 200
MG → DG	13 907	14 639	–
MG → GL	7 173	6 421	6 400
GL → MG	10 997	9 588	–

Conociéndose estos valores, se puede obtener el factor preexponencial para la ecuación de Arrhenius de cada una de las reacciones:

Tabla 3.7: Energía de activación y factor preexponencial de las reacciones involucradas en la transesterificación de triglicéridos.

Reacción	Ea (cal/mol)	A (L/mol*s)
TG->DG	14040	6,318*10 ⁶
DG->TG	10739	3090
DG->MG	16049	2,55*10 ⁸
MG->DG	13907	2,385*10 ⁶
MG->GL	7173	745,5
GL->MG	10997	17130

Teniendo estos datos, se procede a la simulación de los reactores CSTR en Unisim Design. Considerando los balances de masa establecidos anteriormente, y teniendo en cuenta los procesos de separación realizados tras las reacciones, tales como el reciclado de aceites sin reaccionar, los cuales se analizarán en más detalle posteriormente, la corriente de entrada al primer reactor de transesterificación tiene la siguiente composición:

Tabla 3.8: Corriente de ingreso al primer reactor de transesterificación.

Corriente de entrada reactor 1 (Kg/h)					
Triglicérido	Diglicérido	Monoglicérido	Metanol	Biodiesel	Total
13317	118,5	50	2883	299,51	16668

Realizándose varias simulaciones para distintos tamaños de reactor, se halló que no había un cambio significativo de la conversión luego de los 10 m³. Si bien no se alcanza la conversión deseada para estas condiciones, el resto de los reactivos serán enviados a un segundo reactor tras la separación de la fase glicerol y el reciclado del metanol en exceso, donde se pretende alcanzar la producción de biodiesel deseada. Para esto, se dimensiona el primer reactor de transesterificación utilizando este volumen y considerando ideal una relación altura-diámetro 1:1, lo cual da como resultado:

Tabla 3.9: Dimensiones del primer reactor de transesterificación.

Reactor	Volumen (m ³)	Diámetro (m)	Altura (m)
Transesterificación-1	10	2,34	2,34

La corriente de salida para estas dimensiones resulta:

Tabla 3.10: Corriente de egreso del primer reactor de transesterificación.

Corriente de salida reactor 1 (kg/h)						
Triglicérido	Diglicérido	Monoglicérido	Metanol	Biodiesel	Glicerina	Total
642,33	336,95	351,94	1547	12573	1216,3	16668

La corriente de salida del primer reactor no ingresa directamente al segundo, sino que primero se recupera el exceso de metanol y se separan las fases inmiscibles de productos FAME y glicerina. El proceso de recuperación del metanol, el cual involucra una columna de destilación, se verá en más detalle más adelante; para los fines del dimensionamiento del segundo reactor, se considera que se recuperó todo el metanol en exceso y que sólo permanece en la corriente de productos el metanol estequiométrico sin reaccionar.

Debido a que varios de los compuestos utilizados fueron considerados como hipotéticos, no es posible realizar una simulación apropiada del proceso de separación de las fases líquidas en el programa Unisim Design. Se recurre, entonces, a datos bibliográficos sobre la separación de las fases, para determinar la distribución del metanol y el glicerol en ambas fases.

Los glicéridos son prácticamente inmiscibles en la fase glicerol, por lo cual se considera que permanecen en su totalidad en la fase biodiesel. El biodiesel y el glicerol poseen una muy baja miscibilidad entre sí, por lo cual se considera una pérdida despreciable de producto por la corriente de fondo. El metanol, por otra parte, tiene una distribución casi igual entre ambas fases, por lo cual se pierde un 55% del metanol sin reaccionar por el fondo de la columna de lavado. Para compensar esta pérdida y evitar que las reacciones se desplacen hacia los reactivos, se adiciona una corriente de metanol fresco, junto al reciclado luego de la segunda reacción de transesterificación y de procesos de purificación posteriores. La corriente que ingresa al segundo reactor es:

Tabla 3.11: Corriente de ingreso al segundo reactor de transesterificación.

Corriente de entrada reactor 2 (kg/h)						
Triglicérido	Diglicérido	Monoglicérido	Metanol	Biodiesel	Agua	Total
642,33	336,94	351,93	773,17	12567	46,5	14717

Realizando varias simulaciones para distintos tamaños de reactor, se halló que se alcanzaba la producción de biodiesel deseada para un volumen de 4 m³. Tomando las mismas consideraciones que para el primer reactor, se llega a las siguientes dimensiones para el segundo:

Tabla 3.12: Dimensiones del segundo reactor de transesterificación.

Reactor	Volumen (m ³)	Diámetro (m)	Altura (m)
Transesterificación-2	4	1,72	1,72

La corriente de salida para estas dimensiones resulta:

Tabla 3.13: Corriente de egreso del segundo reactor de transesterificación.

Corriente de salida reactor 2 (kg/h)						
Triglicérido	Diglicérido	Monoglicérido	Metanol	Biodiesel	Agua	Total
166,71	159,27	113,04	681,13	13413	46,5	14717

3.5 Elección del material de fabricación

En primer lugar, para determinar los materiales de fabricación de los reactores, es necesario conocer las capacidades corrosivas de los compuestos utilizados. Debe elegirse un material que no sea fácilmente corroído por las sustancias que fluyan, reaccionen o sean almacenadas en cada equipo, para evitar desgastes que afecten su vida útil, lo cual demandaría trabajos de reparación y reemplazo de partes, o incluso del equipo en su totalidad.

En el reactor de esterificación, se utiliza ácido sulfúrico como catalizador y se produce agua como producto de reacción, por lo cual se requiere un material que sea resistente a la

corrosión por este ácido y a la oxidación por agua. Se opta por utilizar acero inoxidable 316 para la construcción del reactor de esterificación, ya que es resistente a la corrosión por ambos compuestos y presenta buenas propiedades mecánicas. [3.4]

En los reactores de transesterificación, se utiliza hidróxido de sodio como catalizador, por lo cual debe elegirse un material que resista la corrosión por este álcali. Si bien podría utilizarse acero al carbono para este propósito, pueden producirse pequeñas cantidades de agua producto de la hidrólisis de los triglicéridos, además de que ingresa una cierta cantidad de la misma en el segundo reactor, producto de la separación por lavado del glicerol. Por estos motivos, se opta por utilizar acero inoxidable 316 en la construcción de los reactores de transesterificación.

Para determinar el espesor requerido de las paredes de cada reactor, se tiene en cuenta que estos deben poder resistir la presión del fluido, ya que estos operan a presión ambiente. Estos tienen forma cilíndrica, por lo cual se considera que los esfuerzos circunferenciales son aproximadamente el doble de los esfuerzos longitudinales, por lo tanto se les da prioridad a estos para determinar el espesor mínimo. La ecuación utilizada para determinar el espesor mínimo es la siguiente:

$$t = \frac{P * R}{S * E - 0.6 * P} + C1 + C2$$

Donde t es el espesor mínimo, P la presión interna, S es el máximo esfuerzo admisible, E es la eficiencia de junta, C1 la tolerancia por corrosión y C2 el margen de fabricación. El acero inoxidable 316 posee las siguientes características:

Tabla 3.14: Propiedades del acero inoxidable 316.

Acero inoxidable 316			
S (psi)	E	C1 (pulg)	C2 (pulg)
18000	1	0,04	0,04

Se considera un margen de seguridad del 10% para la presión interna, por la cual esta resulta 1,1 atm, o 16,17 psi. Para los radios internos de los reactores, se obtienen los siguientes espesores mínimos:

Tabla 3.15: Espesores mínimos de los reactores.

Reactor	Espesor (cm)
Reactor esterificación	22
Reactor transesterificación 1	31
Reactor transesterificación 2	28

3.6 Diseño térmico

El control de la temperatura es un factor de vital importancia en cualquier proceso químico. Ya sea para prevenir un descenso en un sistema endotérmico que pueda impactar negativamente en la reacción, un incremento que pueda llevar a un punto *runaway* en un sistema exotérmico o compensar por las pérdidas de calor hacia los alrededores, es esencial poder mantener las condiciones de temperatura estables, lo cual puede requerir del uso de un sistema de intercambio de calor, ya sea para la adición o remoción del mismo.

Como se definió anteriormente, nuestro sistema de ecuaciones es exotérmico, aunque la cantidad de calor liberado no es muy significativa. Sin embargo, debido a que se optó por trabajar a 60°C, debido a que esta temperatura daba una alta velocidad de reacción, y que la temperatura de ebullición del metanol a presión atmosférica es de 65°C, puede llegar a ser necesario un equipo de enfriamiento para remover el calor de reacción y evitar la pérdida de reactivo por evaporación. El balance de energía para un reactor CSTR en estado estacionario es el siguiente:

$$F_0 * C_p * (T_s - T_e) = \sum_i^n (-\Delta H_{r_i}) * r_i * V_r + U * A * (T_c - T_s)$$

Donde F_0 es el caudal molar de entrada, C_p es la capacidad calorífica de la mezcla, T_s y T_e son las temperaturas de entrada y salida respectivamente, ΔH_r es el calor de reacción, r es la velocidad de reacción, V_r es el volumen del reactor, U es el coeficiente global de transferencia de calor con el intercambiador, A es el área del intercambiador, y T_c es la temperatura del fluido de intercambio.

En primer lugar, se analiza el caso de la operación adiabática, es decir, sin pérdida de calor. Esto llevará a que la temperatura de salida del reactor sea la máxima posible, ya que todo el calor es absorbido por los compuestos en el mismo. Al no haber un sistema de intercambio de calor, el término que representa el calor intercambiado con este desaparece, por lo cual el balance de energía queda como:

$$F0 * Cp * (Ts - Te) = \sum_i^n (-\Delta Hri) * ri * Vr$$

Resolviendo esta ecuación, se obtiene una temperatura de salida del primer reactor de 67,8°C. Este aumento de la temperatura hace que la corriente de salida supere la temperatura de ebullición del metanol, lo cual generará una pérdida de reactivo, además de representar un riesgo para la salud, ya que el metanol es tóxico. Por esta razón, se decide implementar un sistema de remoción de calor en el primer reactor de transesterificación. El análisis sobre el segundo reactor dio un aumento de la temperatura menor a 1°C, por lo cual se considera que opera de forma isotérmica y se descarta la necesidad de implementar un sistema de intercambio de calor en este. [3.8]

Para la operación isotérmica, las temperaturas de entrada y salida del reactor son iguales, por lo cual se elimina el término que representa la variación de temperatura en el balance de energía, por lo cual este queda como:

$$U * A * (Ts - Tc) = \sum_i^n (-\Delta Hri) * ri * Vr$$

El valor de U depende de varios factores, tales como las propiedades de los compuestos involucrados, el tipo de flujo alrededor de la superficie de contacto, la resistencia generada por las tuberías por las que fluye el fluido refrigerador, etc. Debido a que varios de los compuestos utilizados en la reacción fueron simulados hipotéticamente, no se poseen datos fidedignos para calcular el valor de U. Por esta razón, se utiliza un valor de U obtenido de bibliografía, considerando a la mezcla en el reactor como un aceite ligero y utilizando agua como fluido refrigerante. [3.9]

Tabla 3.16: Parámetros del equipo de remoción de calor.

Tc (°C)	20
Ts (°C)	60
U (KJ/m ² *min)	21
Q (KJ/min)	3450
A (m ²)	4,1

Como equipo de intercambio de calor, se optó por la instalación de un serpentín en el primer reactor de transesterificación. Este consiste de tuberías metálicas enrolladas de forma

helicoidal alrededor de la sección anular del reactor, a una cierta distancia de la pared para permitir el flujo de los compuestos en el reactor, con el fluido de intercambio pasando a través de ellas. [3.10]

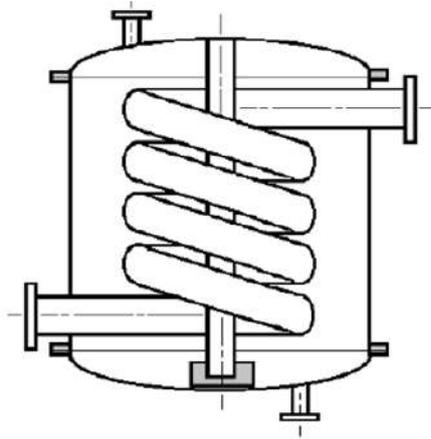


Figura 3.4: Intercambiador de calor de serpentín.

Para el cálculo de las dimensiones del serpentín, se utilizan los parámetros definidos anteriormente de U , T_c y A . [3.9] Las tuberías utilizadas en la fabricación de serpentines varían en diámetro entre 0,25 y 1 pulgada. En este caso, se opta por utilizar una tubería de 1 pulg. Para el cálculo del flujo de agua que debe circular por él, se define la variación de temperatura del agua de refrigeración como 20°C .

Tabla 3.17: Parámetros del serpentín.

Diámetro tubería (mm)	25,4
Circunferencia tubería (mm)	80
Área de transferencia (m^2)	4,1
Largo del serpentín (m)	51,4
Caudal de agua (kg/h)	2476

3.7 Sistema de agitación

Los reactivos involucrados en la producción de biodiesel son inmiscibles entre sí, formando dos fases que deben estar en contacto para que pueda ocurrir la reacción de transesterificación. Por esta razón, la agitación es una parte esencial del diseño del reactor CSTR.

El método más utilizado es la agitación mecánica, que es un sistema eficiente, simple, rentable y de fácil instalación. La forma de este agitador dependerá de las necesidades de agitación, dependiendo de si se desea favorecer el flujo axial, radial o ambos. El material del que este hecho dependerá de las características corrosivas de los compuestos en el reactor, y sus dimensiones dependen de las dimensiones del tanque, la temperatura de operación, la viscosidad y densidad de los fluidos, y la conversión deseada. Además del agitador en sí, usualmente se instalan baffles en las paredes del recipiente para evitar la formación de zonas estancas. [3.5]

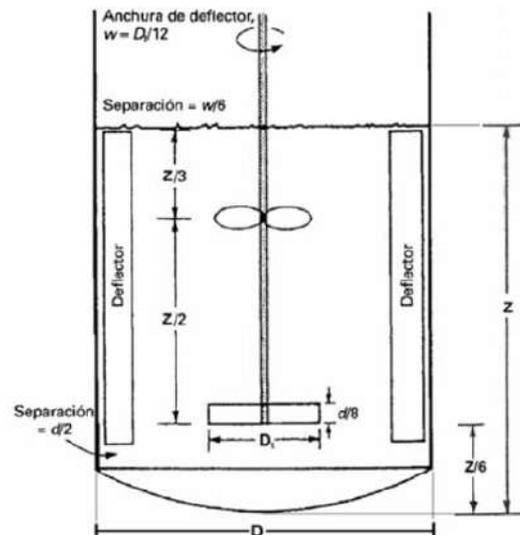


Figura 3.5: Ejemplo de un tanque con agitación.

Como se definió anteriormente, el reactor de esterificación requiere de una agitación de 200 rpm, mientras que los reactores de transesterificación requieren 400 rpm. Se considera que esto permite condiciones de flujo turbulento, lo cual lleva a un buen contacto entre las fases. Se opta por utilizar agitadores de tipo turbina de 6 aspas inclinadas 45° , ya que estos generan tanto flujo axial como radial. [3.5]

Los CSTR operan cargados al 100%, por lo cual su altura de líquido es igual a la altura del tanque. Para una relación de altura-diámetro $Z/D \leq 1$, basta con un único agitador ubicado a una altura de $Z/6$ desde el fondo del tanque, mientras que para una relación $1 < Z/D \leq 1,8$ se necesitarán dos agitadores, ubicados a una altura de $Z/3$ desde la superficie del fluido y otro a $Z/6$ desde el fondo del tanque. [3.6]

La relación altura-diámetro de los reactores de transesterificación es igual a 1, por lo cual ambos requerirán sólo un agitador cada uno. La relación altura-diámetro del reactor de esterificación es 1,5, por lo cual requerirá 2. Para agitadores de turbina, el diámetro se define según el diámetro del tanque como $0,3 \leq D_t/D \leq 0,6$; como criterio conservador, se opta por utilizar un valor promedio de $0,45 * D$, y sus anchos de paleta se definen como $D_t/8$.

Tabla 3.18: Dimensiones de los equipos de agitación.

	Reactor esterificación	Reactor Transesterificación-1	Reactor Transesterificación-2
Altura del tanque (m)	1,875	2,34	1,72
Diámetro del tanque (m)	1,25	2,34	1,72
Diámetro del agitador (m)	0,5625	1,05	0,77
N° de agitadores	2	1	1
Altura primer agitador (m)	0,3125	0,39	0,287
Altura segundo agitador (m)	1,25	-	-
Ancho de paleta (cm)	7	13,125	9,675
Separación del deflector de la pared (mm)	8	15	11
Longitud de deflectores (m)	1,567	1,942	1,433
Ancho de deflectores (cm)	4,7	8,7	6,5

Para obtener la potencia consumida por cada sistema de agitación, se recurre a la siguiente ecuación:

$$P_o = \frac{\rho * Np * N^3 * Dt^5}{gc}$$

Donde P_o es la potencia, ρ la densidad de la mezcla, Np el número de potencia en función del Reynolds, N la velocidad de agitación, Dt el diámetro del agitador y gc una constante igual a 1 para mantener la coherencia de unidades. El número de Reynolds se obtiene de la ecuación:

$$Re = \frac{Dt^2 * N * \rho}{\mu}$$

Donde μ es la viscosidad de la mezcla. Para las mezclas en cada uno de los reactores, los valores de densidad, viscosidad y Reynolds son los siguientes:

Tabla 3.19: Propiedades de flujo de cada reactor.

	Reactor esterificación	Reactor Transesterificación-1	Reactor Transesterificación-2
Densidad (kg/m ³)	1006	996,2	909,1
Viscosidad (Pa*s)	0,086	0,083	0,074
Velocidad de agitación (rpm)	200	400	400
Reynolds	12337	88217	48560

De la siguiente figura, podemos obtener el número de potencia de cada agitador. [3.7]

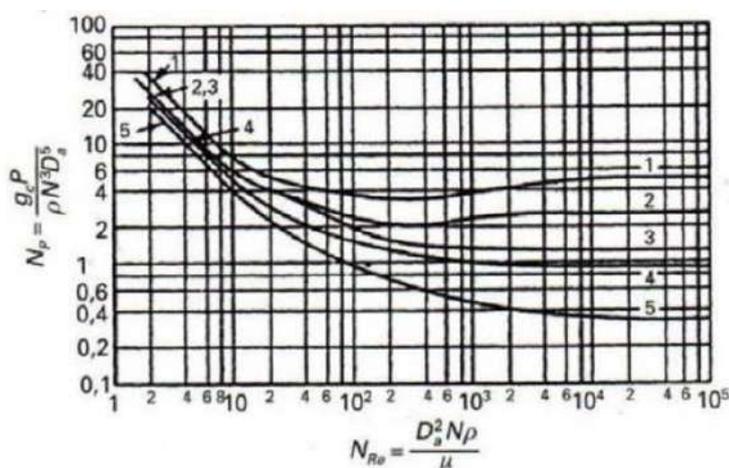


Figura 3.6: Número de potencia en función del número de Reynolds.

Puede observarse que los valores de N_p se vuelven prácticamente constantes para valores de Reynolds mayores a 10000, esto se debe a que, a partir de este valor, se alcanza el flujo turbulento. Para los reactores de transesterificación, se utiliza la curva 2, lo cual da un valor de número de potencia de 2,5, mientras que para el reactor de esterificación, que posee dos turbinas, se debe sumar el número de potencia de ambas turbinas, utilizando la curva 2 para determinar el número de potencia de la inferior, lo cual da un valor de 2,5 y la curva 3 para el número de potencia de la superior, lo cual da un valor de 1,5. Para el cálculo de la potencia, se considera la necesidad de un 50% adicional debido a los trabajos de eje no contemplados en la ecuación.

Tabla 3.20: Potencia consumida por los agitadores.

	Reactor esterificación	Reactor Transesterificación-1	Reactor Transesterificación-2
Potencia de agitación (kW)	12,51	22,16	4,82

3.8 Sistema de control

El control automático de cualquier sistema se basa, en primer lugar, en la retroalimentación. Esta consiste en medir el valor presente de la variable a controlar, compararla con un valor de referencia, y en caso de que haya un error, aplicar una acción correctiva sobre las variables manipuladas. Esto implica un lazo cerrado de acción/reacción.

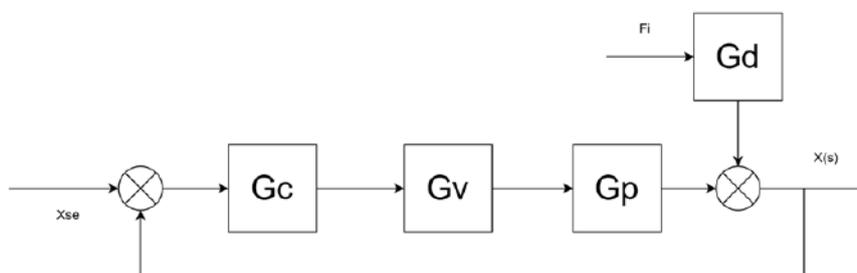


Figura 3.7: Diagrama de bloques de un sistema de control simple.

La variable de control (X) es medida, y su valor se compara con el valor deseado (Xse). De presentarse una diferencia entre estos, el controlador (Gc) genera una respuesta sobre la variable manipulada (Gv), lo cual resulta en una perturbación sobre el sistema (Gp). Luego, la nueva medición de la variable de control se vuelve a comparar con el valor deseado, y la acción de control continúa hasta que estos valores sean iguales.

La perturbación sobre una de las variables de entrada (Fi) puede generar una perturbación sobre la variable controlada (Gd). Los reactores CSTR operan en estado estacionario, por lo cual, descontando la puesta en marcha y la parada o alteraciones deliberadas sobre las variables de operación, los errores sobre las variables de control sólo podrían producirse por perturbaciones sobre las variables de entrada.

Para el caso de los reactores, se podrían presentar perturbaciones sobre variables de entrada tales como la corriente de alimentación de reactivos, la corriente de fluido refrigerante en el serpentín y la intensidad de mezclado. De estas, las variables que pueden ser manipuladas son los flujos de reactivos y de fluido refrigerante, mientras que las variables de control pueden ser la temperatura del reactor y la concentración de ésteres en la salida del reactor. Estas

variables se acoplan de tal manera que la temperatura del reactor es controlada manipulando el flujo de refrigerante y la concentración de ésteres es controlada manipulando el flujo de reactivos. [3.11] [12]

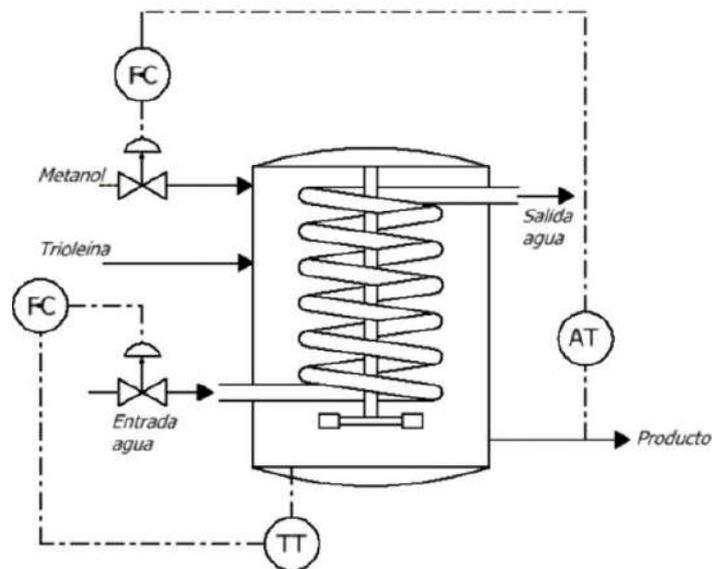


Figura 3.8: Esquema de lazos de control para los reactores de transesterificación.

Para controlar la concentración de ésteres a la salida del tanque, se instala un medidor-transmisor de composición, como puede ser un cromatógrafo, que mide la composición de la corriente de salida y transmite este valor a un controlador proporcional, que compara este valor con la composición esperada. De presentarse alguna desviación, este abre o cierra una válvula neumática instalada sobre la corriente de alimentación, de tal manera que se altere el flujo de reactivos al tanque y se pueda controlar la salida de ésteres.

Para controlar la temperatura del reactor, se instala un sensor-transmisor electrónico con salida estándar de 4 a 20 mA. Al máximo valor de temperatura en el rango de transmisor se le asigna una señal de 20 mA y al valor mínimo del rango le corresponde una señal de 4 mA. Esta señal eléctrica es transmitida a un controlador proporcional integral, el cual compara este valor con la corriente eléctrica esperada; de presentarse alguna desviación, este abre o cierra una válvula neumática instalada sobre la entrada del fluido refrigerante, de tal manera que se altere el flujo en el serpentín y se pueda controlar la temperatura del reactor. [3.13] [3.14]

Bibliografía

[3.1] “Reactor technologies for biodiesel production and processing: A review”; Meisam Tabatabaei, Mortaza Aghbashlo, Mona Dehghani, Hamed Kazemi Shariat Panahi, Arash Mollahosseini, Mohamad Mojarab Soufiyan.

- [3.2] “Production of biodiesel from acid oil using sulfuric acid as catalyst: kinetics study” J.M. Marchetti, M.N. Pedernera, N.S. Schbib. Universidad Nacional del Sur - CONICET.
- [3.3] “Kinetics of hydroxide-catalyzed methanolysis of crude sunflower oil for the production of fuel-grade methyl esters” Manolito E. Bambase, Jr., Nobuyuki Nakamura, Junko Tanaka, and Masatoshi Matsumura.
- [3.4] “Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment” Y. Zhang, M.A. Dube, D.D. McLean, M. Kates.
- [3.5] “Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design” A. Kayode Coker, Ph.D.
- [3.6] “Diseño Del Proceso Para La Producción De 60 Toneladas Diarias De Biodiesel A Partir De Aceite De Palma Refinado” Aracely Del Carmen Castillo González. <https://core.ac.uk/download/pdf/12394969.pdf>
- [3.7] “Manual del Ingeniero Químico” PERRY-GREEN, Mc Graw Hill, Año 2001, Séptima Edición, Volumen 4, Capítulo 23.
- [3.8] “Transferencia de calor y masa, Fundamentos y Aplicaciones” Yanus A. Cengel; Afshin J. Ghajar.
- [3.9] “Intercambiadores de Calor”; Buenos Aires, 1983; Eduardo Cao
- [3.10] “Diseño de un serpentín”. <https://dialnet.unirioja.es/download/articulo/7317083.pdf>
- [3.11] “Modelado de un reactor químico tipo CSTR y evaluación del control predictivo aplicando Matlab-Simulink” Eliana Peña T., Aída R Pérez R., Ander J. Miranda, José H. Sánchez L. Disponible en Web: <https://www.redalyc.org/pdf/707/70712293012.pdf>
- [3.12] “Diseño de una planta de producción de bioetanol a base de maíz” De Nigris Giselle.
- [3.13] “Control de un Reactor CSRT para la Producción de Biodiésel” MC. Juan Pablo Castillo González. Disponible en Web: [https://rinacional.tecnm.mx/bitstream/TecNM/2922/1/DE %20Juan Pablo Castillo Gonzale z 2021.pdf](https://rinacional.tecnm.mx/bitstream/TecNM/2922/1/DE%20Juan%20Pablo%20Castillo%20Gonzalez%202021.pdf)
- [14] “Diseño y control óptimo de un reactor CSTR de transesterificación para la producción de biodiésel” José Reyes Salinas Saavedra.

Facultad de Ingeniería-UNMDP

Capítulo 4: Diseño de sistemas de separación

Diseño de una planta de producción de biodiesel

4.1 Resumen ejecutivo

Este capítulo está enfocado en el estudio de los sistemas de separación y purificación necesarios para la obtención de los productos involucrados en el proceso productivo.

En la subplanta de tratamiento de materia prima, se utiliza un separador flash para purificar la corriente de AVU tratado proveniente del reactor de esterificación del metanol en exceso y el agua producida. Estas impurezas salen por la parte superior del separador, o tope, donde son enviadas a una columna de destilación para su separación, de manera tal que el metanol pueda ser recirculado al reactor, para mantener las condiciones de operación establecidas.

En la subplanta de transesterificación, se utilizan columnas de destilación para separar los excesos de metanol en las corrientes de salida de cada uno de los reactores para su reutilización, de manera similar a la subplanta de tratamiento de materia prima. Por el fondo de estas torres saldrán los productos y los reactivos sin reaccionar, que serán enviados a torres de lavado donde se separarán los productos, biodiesel y glicerina, además de neutralizar el catalizador básico utilizando agua acidulada.

El lavado de las corrientes de productos genera un ingreso de agua en el sistema, la cual actúa como contaminante en las reacciones de transesterificación, motivo por el se utiliza una columna de destilación para separarla del resto de los compuestos para luego recircular a las torres de lavado.

En la subplanta de purificación, las corrientes de glicerina provenientes del fondo de las torres de lavado y la corriente de biodiesel proveniente del fondo de la columna de destilación instalada a la salida del segundo reactor de transesterificación son enviadas a columnas de destilación para separar las impurezas que contienen y alcanzar las especificaciones técnicas requeridas para su comercialización.

4.2 Objetivos del capítulo

En este capítulo se procede a diseñar los sistemas de separación de la planta, tanto para separar las corrientes de productos de los reactores como para la purificación de los mismos. Se definen los equipos a utilizar para cada proceso de separación y sus características constructivas, poniendo énfasis en lograr la mayor eficiencia posible.

4.3 Equipos de separación utilizados en la industria del biodiesel

Como fuera discutido anteriormente, la separación de los distintos compuestos luego de las reacciones químicas involucradas en la producción de biodiesel son esenciales para la obtención de productos que cumplan con las especificaciones técnicas de calidad. En primera instancia, el biodiesel y la glicerina deben ser separados para poder someterlos a sus respectivos tratamientos de purificación.

Dada la naturaleza de la reacción de transesterificación de triglicéridos como una serie de reacciones en equilibrio, los reactivos nunca alcanzan una conversión del 100%, por lo cual deben ser separados de los productos y reciclados para evitar la pérdida de materia prima. El catalizador utilizado también debe ser recuperado y desactivado, ya que de lo contrario podría resultar en un efluente contaminante.

Los equipos a los que mayor uso se les dará en esta planta son las columnas de destilación. Estos son equipos versátiles y con una amplia gama de aplicaciones que permiten la separación de compuestos líquidos a través de sus diferencias de volatilidad. La mayoría de las columnas de destilación que se utilizarán en la planta operan a presión atmosférica, ya que la mayor parte de los componentes pueden separarse fácilmente debido a sus distintos puntos de ebullición. [4.1]

Las excepciones a esto son la purificación de la glicerina, que se llevará a cabo en vacío debido a que la temperatura de ebullición de la glicerina a presión atmosférica es igual a su temperatura de degradación, y la separación del AVU del agua y el metanol sin reaccionar en la subplanta de tratamiento de materia prima, donde se utilizará un separador flash.

Existen dos tipos de estructuras internas para las torres de destilación: de platos, consistente en plataformas perforadas distribuidas de manera regular a lo largo de su altura, que permiten la concentración de compuestos en distintas secciones para mejorar su separación, o con un relleno de material distribuido de manera ordenada aleatoria según las necesidades de contacto de fases y limitaciones de caída de presión, que aumentan el contacto entre las fases líquido y vapor. Debido a que las torres rellenas permiten una mejor separación de las fases, y dado que se necesitan altos grados de pureza en los productos, se utilizarán estas en los procesos de separación de la planta. [4.2]

Para la separación de los productos, que son inmiscibles entre sí, existen dos opciones para su separación: la decantación y el lavado con agua. La primera consiste en dejar reposar a los productos en un recipiente hasta que los compuestos de mayor densidad, en este caso la glicerina, sedimenten en la parte inferior del decantador, tras lo cual las fases heterogéneas pueden separarse físicamente. Esto puede darse por efecto de la gravedad o por el uso de centrífugas, aunque esta última opción requiere de un gasto de energía adicional. [4.3]

El lavado se basa en la diferencia de solubilidad de los compuestos en el agua. Consiste en ingresar la mezcla a separar por la parte inferior de una torre de lavado y una corriente de agua por la parte superior. A medida que las corrientes se mezclan, los compuestos solubles en agua se diluyen en esta, mientras que los no solubles son separados del resto. En el caso de la producción de biodiesel, la glicerina y el metanol se diluyen en el agua y salen por la parte inferior de la columna de lavado, mientras que los metil-ésteres, insolubles y de menor densidad, salen por la parte superior.[4.4]

Un beneficio adicional del uso de la columna de lavado es que el agua utilizada puede ser acidulada para neutralizar los catalizadores básicos, que son además solubles en ésta, por lo cual pueden eliminarse por la corriente de fondo. Tomando en cuenta estos factores, y debido a los altos tiempos de residencia necesarios para separar los compuestos utilizando un

decantador, se opta por el uso de columnas de lavado con agua para la separación de los productos de la transesterificación.

4.4 Paquete termodinámico

De igual manera que para el diseño de los reactores químicos, los sistemas de separación serán diseñados utilizando el programa Unisim Design para simular los procesos involucrados. Una parte esencial de este proceso es la elección de un paquete termodinámico, que simule apropiadamente la interacción entre los componentes involucrados.

Esto presenta un problema, ya que varios de los componentes utilizados fueron simulados hipotéticamente, lo cual significa que las propiedades termodinámicas de los mismos calculadas por Unisim Design pueden no ser exactamente iguales a sus propiedades reales. El modelo seleccionado para la simulación es el de Peng-Robinson, ya que este produjo datos fiables y consistentes a lo largo del proceso de simulación, comparado con otros modelos.

No se simuló la corriente de catalizador hidróxido de sodio, ya que el mismo se encuentra integrado en las constantes cinéticas establecidas para los sistemas de reacción, lo cual podría generar un cierto grado de error en los procesos de separación por destilación, pero estos efectos se consideran despreciables debido a la baja concentración del catalizador.

4.5 Sistemas de separación

4.5.a Subplanta de tratamiento de materia prima

En esta subplanta se somete al AVU a un proceso de esterificación, para eliminar los ácidos grasos libres que pueden interferir con la reacción de transesterificación. Del reactor diseñado en el capítulo anterior sale una mezcla de AVU tratado, biodiesel, agua y metanol sin reaccionar; estos dos últimos deben ser separados para evitar el ingreso de agua que pueda provocar la hidrólisis de los triglicéridos durante la reacción de transesterificación y para reciclar el metanol en exceso.

Debido a la gran diferencia entre los puntos de ebullición de los compuestos que se desean separar, la simulación de torres de destilación dio como resultado una relación de reflujo prácticamente nula en el condensador, lo cual permite la utilización de un separador flash para la purificación del AVU tratado. Luego del reactor de esterificación, se coloca un calentador para elevar la temperatura de la mezcla a 105°C y se la envía a un separador que opera a 50 kPa.

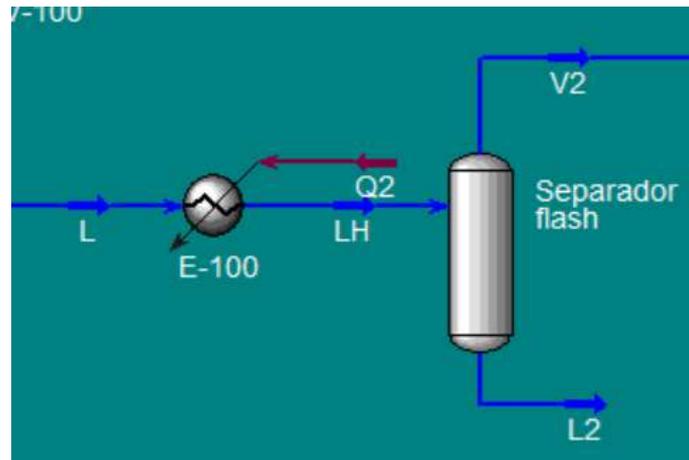


Figura 4.1: Separador flash, simulado en Unisim Design.

Las corrientes asociadas a esta columna son las siguientes:

Tabla 4.1: Corrientes de entrada y salida del separador flash.

	AVU tratado	Biodiesel	Metanol	agua
LH	2510	168,5	109,7	10,3
V2	0,8	0	103,7	10,08
L2	2509,2	168,5	6	0,22

El dimensionamiento de la columna se realizó utilizando el programa Unisim Design.

Tabla 4.2: Dimensionamiento del separador flash.

Volumen (m ³)	Diámetro (m)	Altura (m)
1	0,9468	1,42

Luego de separar los contaminantes de la corriente de AVU tratado, se desea recuperar el metanol en exceso para reciclarlo al reactor de esterificación y mantener las condiciones de operación establecidas. Para lograr esto, la corriente de tope del separador flash es enviada a una columna de destilación para separar el metanol del agua.

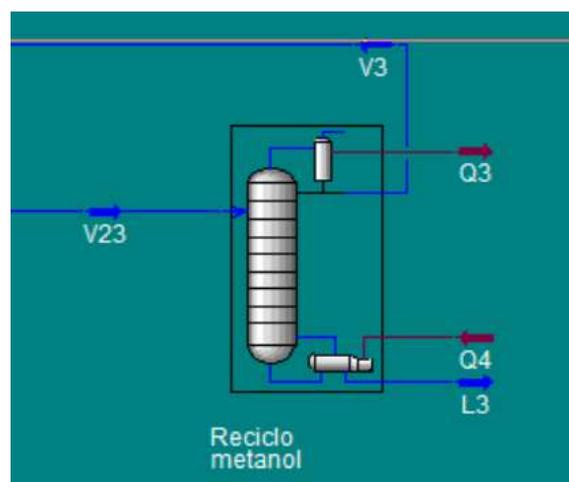


Figura 4.2: Columna de reciclado de metanol de la subplanta de esterificación, simulada en Unisim Design.

Se procedió al diseño y dimensionamiento de la columna de recuperación de metanol de la subplanta de esterificación en Unisim Design. La simulación dio como resultado una necesidad de 8 etapas ideales, con ingreso de alimentación en la octava etapa, y una relación de reflujo de 0,6 para alcanzar la separación deseada. Las corrientes resultantes son las siguientes:

Tabla 4.3: Corrientes de entrada y salida de la segunda columna de recuperación de metanol.

	AVU tratado	Metanol	Agua	Temperatura
V23	0,8	103,7	10,08	48,9
V3	0	102,66	0,1	64,5
L3	0,8	1,04	9,98	89,5

La corriente de tope es recirculada al reactor de esterificación. El catalizador ácido no fue considerado en las simulaciones realizadas en Unisim Design. Debido a su alta miscibilidad con el agua, se considera que este se separa con el agua en ambos procesos. La corriente de agua acidulada que sale por el tope de la columna de destilación será enviada a la subplanta de esterificación para ser utilizada en las torres de lavado, que se verán más adelante.

El dimensionamiento de la columna se realiza utilizando el programa Unisim Design. Se optó por utilizar como rellenos anillos metálicos Mellapac 250, lo cual dio como resultado las siguientes dimensiones:

Tabla 4.4: Dimensiones de la segunda columna de recuperación de metanol.

Volumen (m ³)	Diámetro (m)	Altura (m)	Etapas ideales	Calor de rehervidor (kJ/h)	Calor de condensador (kJ/h)
0,8	0,4572	4,877	8	$2,87 \cdot 10^6$	$2,86 \cdot 10^6$

4.5.b Subplanta de transesterificación

Como se planteó en el capítulo anterior, el proceso de transesterificación se realiza en 2 reactores CSTR en serie para alcanzar la conversión de reactivos deseada. Luego de cada etapa de reacción, se debe separar el exceso de metanol, para así poder reciclarlo y mantener las condiciones de reacción, y luego se separan los productos, biodiesel y glicerina, para desplazar el equilibrio hacia los productos y enviar a cada uno de estos a sus respectivos procesos de purificación.

Tras la primera etapa de transesterificación, se desea recuperar el exceso de metanol sin reaccionar para así mantener la relación molar 6:1 que se indicó en capítulos anteriores. Para esto, se plantea el uso de una columna de destilación operando a presión atmosférica que permita la separación del alcohol del resto de los compuestos a la salida del reactor CSTR. Debido al bajo punto de ebullición del metanol respecto a todos los otros compuestos, la

relación de reflujo necesaria para recuperar el 93% del metanol fue prácticamente nula, por lo cual se determinó que se puede operar sin la necesidad de un condensador de tope.

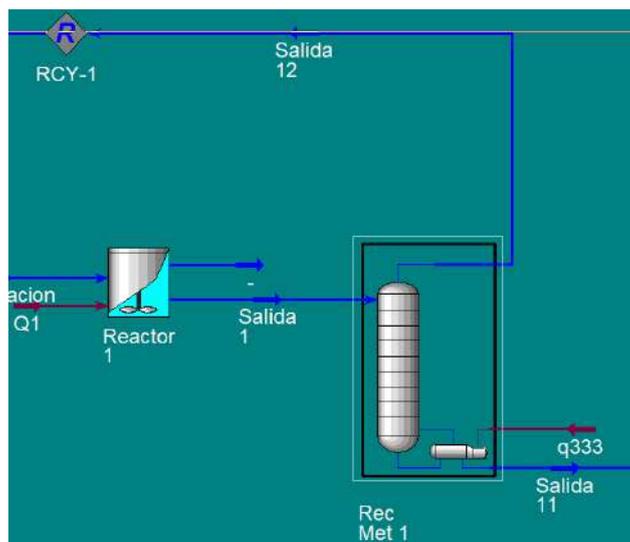


Figura 4.3: Columna de recuperación de metanol 1, simulada en Unisim Design.

Las corrientes asociadas a esta columna son las siguientes:

Tabla 4.5: Corrientes de entrada y salida de la primera columna de recuperación de metanol.

	Triglicérido	Diglicérido	Monoglicérido	Biodiesel	Glicerina	Metanol	Temperatura
Salida 1	642,33	336,95	351,94	12573	1216,3	1547,5	60
Salida 11	642,33	336,94	351,93	12566	1216,3	106,41	153,9
Salida 12	0	0,1	0,1	7,17	0,01	1441,14	74,6

El dimensionamiento de la columna se realiza utilizando el programa Unisim Design. Se opta por utilizar como rellenos anillos metálicos Mellapac 350, lo cual dio como resultado las siguientes dimensiones:

Tabla 4.6: Dimensiones de la primera columna de recuperación de metanol.

Volumen (m ³)	Diámetro (m)	Altura (m)	Etapas ideales	Calor de rehervidor (kJ/h)
0,125	0,6096	0,431	1	4,6*10 ⁶

La corriente de fondo de esta columna pasa luego a una torre de lavado para separar los productos. El catalizador básico no fue considerado en las simulaciones realizadas en Unisim Design. Debido a su alto punto de ebullición (323°C), se considera que este continúa en su totalidad con la corriente de productos. En la torre de lavado, se utilizará agua acidulada para neutralizar el catalizador.

La simulación de la torre de lavado presentó resultados incongruentes con los mostrados en bibliografía. Esto puede deberse a la simulación hipotética de los glicéridos y el biodiesel, lo cual llevó a comportamientos inesperados frente a la distribución de los productos entre las

fases. Por este motivo, se descartan los resultados de la simulación y se utilizan únicamente datos bibliográficos cargados a un separador ideal para obtener las corrientes de biodiesel y glicerina que pasarán a las siguientes etapas.

La corriente de fondo de la columna de recuperación de metanol pasa por un intercambiador de calor para disminuir su temperatura a 60°C con el fin de reducir la miscibilidad de las fases, además de ser la temperatura a la cual se realizaron los estudios de separación de fases. Esta corriente es luego enviada a la columna de lavado, donde ingresa por el fondo y se mezcla con una corriente de agua acidulada que ingresa por tope. Se utiliza ácido sulfúrico como neutralizante, ya que este forma sulfato de sodio con el catalizador, una sal incolora y soluble en agua que no genera incrustaciones sobre los equipos. [4.5]

Según los datos bibliográficos utilizados, la separación de los glicéridos y biodiesel de la glicerina es completa, es decir, estos salen completamente por tope mientras que la glicerina sale completamente por fondo. El metanol, mientras tanto, tiene una distribución tal que un 45% de este sale por tope, el resto es arrastrado por la corriente de fondo debido a su alta miscibilidad en el agua. Esta última es inmisible con los glicéridos, pero tiene un cierto grado de miscibilidad con el biodiesel, aunque mucho menor al que posee con la glicerina, por lo cual un 10% del agua de lavado saldrá por la corriente de tope.

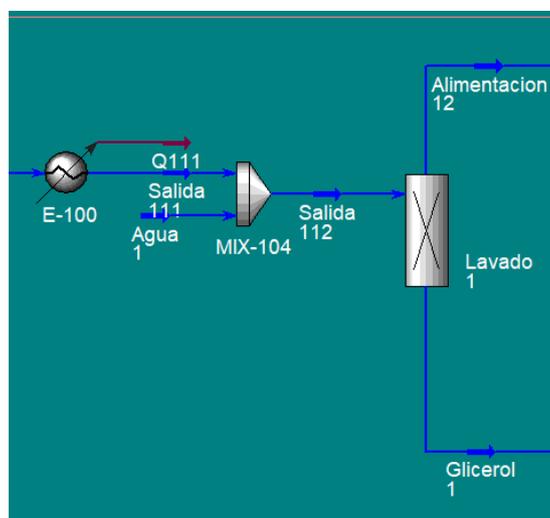


Figura 4.4: Primera torre de lavado, simulada en Unisim Design.

La corriente de agua utilizada para el lavado es de aproximadamente un 1% de la masa de la corriente a lavar. Las corrientes asociadas a la primera torre de lavado son entonces:

Tabla 4.7: Corrientes de entrada y salida de la primera torre de lavado.

	Triglicérido	Diglicérido	Monoglicérido	Biodiesel	Glicerina	Metanol	Agua
Salida 11	642,33	336,94	351,93	12566	1216,3	106,41	0
Agua 1	0	0	0	0	0	0	160
Salida 112	642,33	336,94	351,93	12566	1216,3	106,41	160
Alimentación 12	642,33	336,94	351,93	12566	0	47,885	16
Glicerol 1	0	0	0	0	1216,3	58,526	144

Debido a la imposibilidad de simular la torre de lavado de manera apropiada, no puede dimensionarse a la misma utilizando el programa Unisim Design. Ante la falta de otras alternativas, se utilizan los datos hallados en bibliografía.

Tabla 4.8: Dimensiones de la primera torre de lavado.

Etapas ideales	Volumen (m ³)	Altura (m)	Diámetro (m)
4	5	10	0,8

Si bien la torre de lavado es eficiente para la separación de los productos, genera ciertos problemas para la transesterificación en el segundo reactor. En primer lugar, dado que se separó el metanol en exceso luego de la primera etapa de transesterificación, el metanol en la corriente de fondo es solamente el necesario para cumplir con la relación estequiométrica de reacción. Como se mencionó antes, este tiene una mayor afinidad por el agua que por el biodiesel, por lo cual la mayoría se pierde por el fondo de la torre de lavado.

De todo esto surge que la corriente de tope, que ingresa como alimentación al segundo reactor de transesterificación, no posee una cantidad de metanol suficiente para alcanzar la conversión de reactivos deseada. Según el principio de Le Châtelier, esto provocará que el equilibrio de las reacciones de transesterificación se desplace hacia los reactivos, lo cual generará una pérdida de producto. Adicionalmente, la presencia de restos de agua de lavado promoverá la saponificación de los triglicéridos, lo cual representará una pérdida de materia prima.

Como se mencionó en capítulos anteriores, para compensar estos inconvenientes, se adiciona una corriente de metanol fresco a la alimentación del segundo reactor. Esto llevará a una cantidad de metanol en exceso a la salida del mismo, el cual se desea recuperar para mantener las condiciones de operación favorables a la transesterificación. Por este motivo, al igual que en el primer reactor, se utilizará una torre de destilación para separar el metanol en exceso.

Debido a la presencia de agua en la corriente de salida del segundo reactor, resulta difícil separar el metanol en exceso de los productos, sin separar también el agua. Por esta razón, se utilizará una segunda columna de destilación, la cual recibirá las corrientes de metanol y agua provenientes tanto de la columna de destilación a la salida del segundo reactor, como de la utilizada para la purificación de la glicerina, que se verá más adelante. Esta tendrá como finalidad separar el metanol del agua y reciclarlo al segundo reactor.

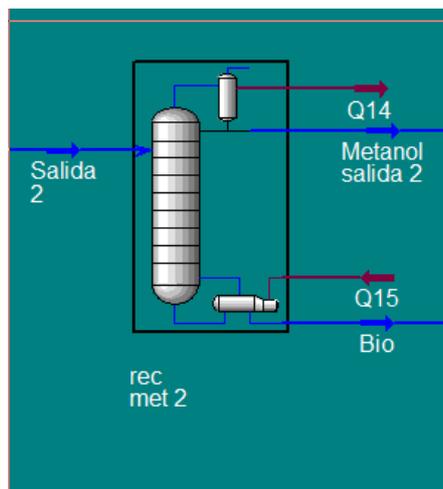


Figura 4.5: Columna de recuperación de metanol 2, simulada en Unisim Design.

Teniendo en cuenta todas estas consideraciones, se procedió al diseño y dimensionamiento de la segunda columna de remoción de metanol en Unisim Design. La simulación dió como resultado una necesidad de 5 etapas ideales, con ingreso de alimentación en la segunda etapa, y una relación de reflujo de 0,15 para alcanzar la separación deseada. Las corrientes resultantes son las siguientes:

Tabla 4.9: Corrientes de entrada y salida de la segunda columna de recuperación de metanol.

	Triglicérido	Diglicérido	Monoglicérido	Biodiesel	Glicerina	Metanol	Agua	Temperatura
Salida 2	166,71	159,27	113,04	13413	138,39	681,13	46,5	60
Metanol salida 2	0	0	0	1,62	0	674,32	43,5	66,45
Bio	166,71	159,27	113,04	13411	138,39	6,81	3	246,2

El dimensionamiento de la columna se realiza utilizando el programa Unisim Design. Se optó por utilizar como rellenos anillos metálicos Mellapac 250, lo cual dió como resultado las siguientes dimensiones.

Tabla 4.10: Dimensiones de la segunda columna de recuperación de metanol.

Volumen (m ³)	Diámetro (m)	Altura (m)	Etapas ideales	Calor de rehervidor (kJ/h)	Calor de condensador (kJ/h)
1,05	0,762	2,304	5	$6,6 \cdot 10^6$	$9,7 \cdot 10^5$

Dado que el catalizador básico que ingresó en el primer reactor fue neutralizado y separado de la corriente de reactivos sin reaccionar en la primera torre de lavado, se adiciona una nueva corriente de hidróxido de sodio junto con el metanol fresco. De manera similar al análisis realizado para la primera columna de destilación, se considera que este sale completamente por el fondo de la columna junto con los productos.

Antes de pasar al dimensionamiento de la tercera columna de recuperación de metanol, se procederá a dimensionar la segunda torre de lavado y la columna de purificación de glicerina,

ya que el metanol y agua separados de esta última son enviados a la tercera columna de recuperación de metanol, junto con la corriente de tope de la segunda columna.

La segunda torre de lavado opera de manera similar a la primera; al no poder realizar una simulación fidedigna del comportamiento de los compuestos frente a la separación por lavado con agua, se recurre a datos bibliográficos. La torre actúa como un separador perfecto al que ingresan la corriente de fondo de la segunda columna de recuperación de metanol, enfriada a 60°C, junto con una corriente de agua acidulada para neutralizar el catalizador básico en aproximadamente un 1% p/p de la corriente a lavar.

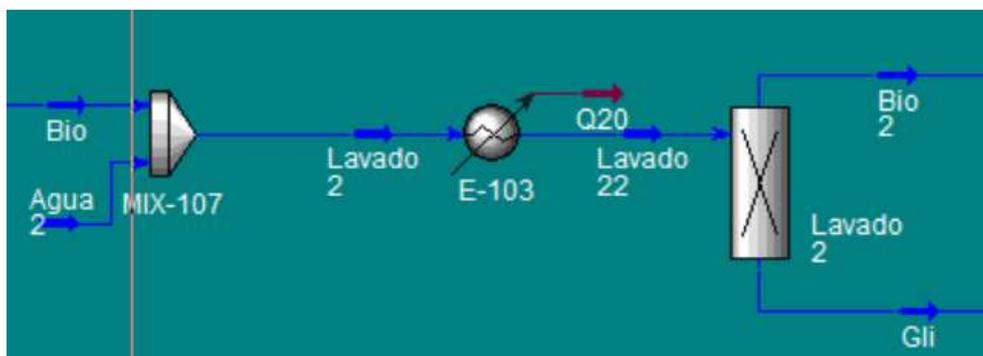


Figura 4.6: Segunda torre de lavado, simulada en Unisim Design.

Las corrientes asociadas a la primera torre de lavado son entonces:

Tabla 4.11: Corrientes de entrada y salida de la segunda torre de lavado.

	Triglicérido	Diglicérido	Monoglicérido	Biodiesel	Glicerina	Metanol	Agua
Bio	166,71	159,27	113,04	13411	138,39	6,81	3
Agua 2	0	0	0	0	0	0	140
Lavado 2/Lavado 22	166,71	159,27	113,04	13411	138,39	6,81	143
Bio 2	166,71	159,27	113,04	13411	0	3,06	14,3
Gli	0	0	0	0	138,39	3,74	128,7

Nuevamente, al no poder dimensionar la torre, se recurre a los datos bibliográficos, resultando en dimensiones idénticas a las de la primera.

Tabla 4.12: Dimensiones de la segunda torre de lavado.

Etapas ideales	Volumen (m ³)	Altura (m)	Diámetro (m)
4	5	10	0,8

Como se mencionó en capítulos anteriores, la glicerina que se genera como subproducto de la producción de biodiesel tiene una pureza de entre 40 y 80%. Dado que se desea purificarla para poder venderla como glicerina con grado de pureza USP y darle un valor agregado, además de querer recuperar las impurezas de metanol y agua para reciclarlos, es necesario instalar una columna de destilación para la purificación de la glicerina.

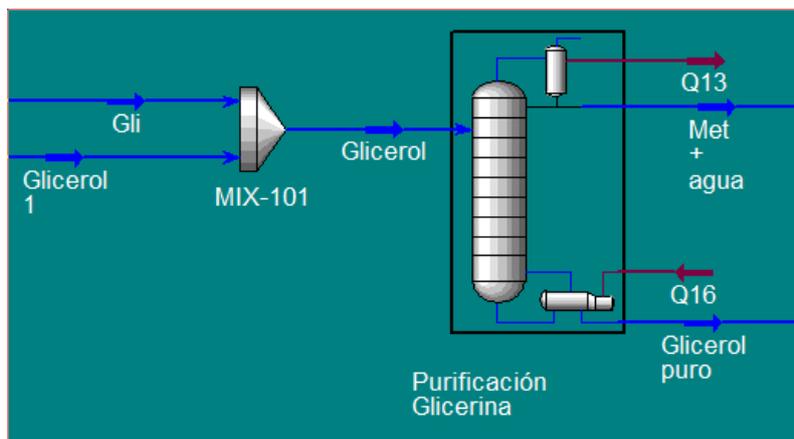


Figura 4.7: Columna de purificación de glicerina, simulada en Unisim Design.

Cabe destacar que, a diferencia de las columnas de recuperación de metanol ya vistas, que operan a presión atmosférica, la columna de purificación de glicerina deberá operar en vacío. Esto se debe a que la temperatura de degradación de la glicerina es igual a su temperatura de ebullición a presión atmosférica, 290°C, por lo cual se trabajará a una presión de 50 kPa para reducir los puntos de ebullición de los componentes y evitar la degradación del producto.

Con estas consideraciones, se procedió al diseño y dimensionamiento de la columna de purificación de glicerina en Unisim Design. La simulación dio como resultado una necesidad de 4 etapas ideales, con ingreso de alimentación en la cuarta etapa, y una relación de reflujo de 0,1 para alcanzar la separación deseada. Las corrientes resultantes son las siguientes:

Tabla 4.13: Corrientes de entrada y salida de la columna de purificación de glicerina.

	Glicerina	Metanol	Agua	Temperatura
Glicerol 1	1216,3	58,53	144	60
Gli	138,39	3,75	128,69	60
Glicerol	1354,7	62,28	272,69	60
Met + agua	4,07	62,23	271,31	73,07
Glicerol puro	1360,63	0,05	1,38	256,3

Las fracciones de la corriente de fondo son de 99,894% para la glicerina, 0,103% para el agua y de 0,003% para el metanol, aproximadamente. Esto cumple con las especificaciones técnicas de la glicerina grado USP, que requiere una fracción de glicerina del 99,7% y un contenido de agua menor al 0,5%. Se obtiene, de esta forma, una producción de 1360,63 kg/h del subproducto glicerina grado USP.

El dimensionamiento de la columna se realiza utilizando el programa Unisim Design. Se opta por utilizar como rellenos anillos metálicos Mellapac 250, lo cual dio como resultado las siguientes dimensiones:

Tabla 4.14: Dimensiones de la columna de purificación de glicerina.

Volumen (m ³)	Diámetro (m)	Altura (m)	Etapas ideales	Calor de rehervidor (kJ/h)	Calor de condensador (kJ/h)
0,47	0,572	1,829	4	1,58*10 ⁶	7,69*10 ⁵

Tras purificar las corrientes de glicerina provenientes de las torres de lavado, la corriente de metanol y agua que sale por el tope de la columna de purificación de glicerina se suma a la corriente de tope de la segunda columna de recuperación de metanol y se las manda a la tercera columna de recuperación del mismo, donde se realizará la separación del metanol y el agua para el posterior reciclado de estas corrientes al segundo reactor de transesterificación y a las torres de lavado, respectivamente.

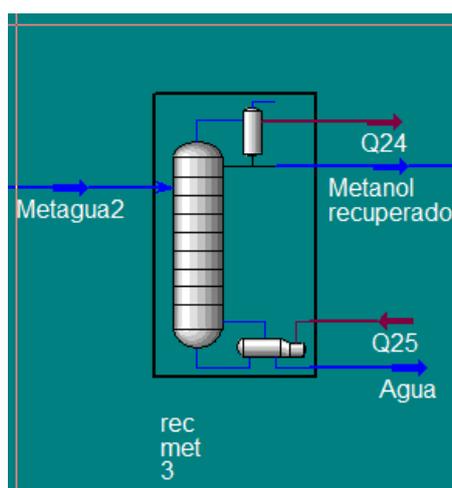


Figura 4.8: Columna de recuperación de metanol 3, simulada en Unisim Design.

Se procedió al diseño y dimensionamiento de la tercera columna de remoción de metanol en Unisim Design. La simulación dio como resultado una necesidad de 12 etapas ideales, con ingreso de alimentación en la décima etapa, y una relación de reflujo de 0,8 para alcanzar la separación deseada. Las corrientes resultantes son las siguientes:

Tabla 4.15: Corrientes de entrada y salida de la tercera columna de recuperación de metanol.

	Triglicerido	Diglicérido	Monoglicérido	Biodiesel	Glicerina	Metanol	Agua	Temperatura
Metagua 2	0	0	0	1,62	4,07	736,55	314,8	69,93
Metanol recuperado	0	0	0	1,62	0	729,18	60,93	66,98
Agua	0	0	0	0	4,07	7,37	253,86	98,73

A pesar de los intentos hechos para reducir al mínimo el contenido de agua en la corriente de metanol reciclado al segundo reactor, la miscibilidad entre estos compuestos es demasiado alta para eliminarla por completo. De todas formas, se considera que esta fracción de agua es

lo suficientemente pequeña como para no generar reacciones indeseadas en el proceso de transesterificación, en cantidades que resulten en una pérdida apreciable de productos.

El dimensionamiento de la columna se realiza utilizando el programa Unisim Desing. Se opta por utilizar como rellenos anillos metálicos Mellapac 250, lo cual dio como resultado las siguientes dimensiones:

Tabla 4.16: Dimensiones de la tercera columna de recuperación de metanol.

Volumen (m ³)	Diámetro (m)	Altura (m)	Etapas ideales	Calor de rehedidor (kJ/h)	Calor de condensador (kJ/h)
0,9	0,4572	5,486	12	1,71*10 ⁶	1,69*10 ⁶

Por último, pasamos al diseño y dimensionamiento de la columna de destilación para la purificación del biodiesel. En primer lugar, debemos determinar si el biodiesel que sale por el tope de la segunda torre de lavado está en especificación.

Tabla 4.17: Comparación de las especificaciones técnicas del biodiesel con la corriente de salida de la segunda torre de lavado.

Componente	Especificación (% p/p)	Composición corriente Bio 2 (% p/p)
FAME	>96,5	96,7
Metanol	<0,2	0,02
Agua	<0,05	1
Triglicérido	<0,2	1,2
Diglicérido	<0,2	1,15
Monoglicérido	<0,8	0,81
Glicerina	<0,25	0

Podemos ver que el biodiesel aún no alcanza las condiciones de pureza necesarias para poder comercializarlo, por lo cual será necesario un proceso de purificación. La separación del biodiesel de los contaminantes no es sencilla; si bien puede separarse a los glicéridos y FAME del agua utilizando columnas de destilación como las que se utilizó anteriormente, no resulta tan sencilla la separación de estos compuestos entre sí, dada su gran miscibilidad y puntos de ebullición cercanos.

Para resolver este problema, se propone el uso de una derivación de corriente cerca del tope de la columna de destilación. Esto resultará en la separación del agua en exceso y el metanol por el tope, los glicéridos sin reaccionar por el fondo y el producto en especificación que sale por una etapa intermedia.

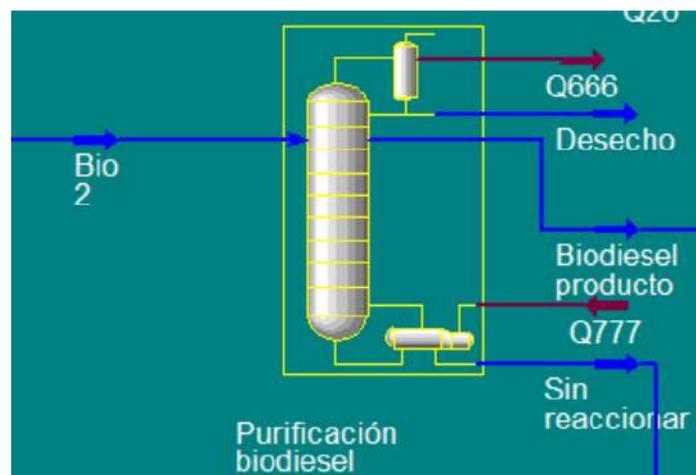


Figura 4.9: Columna de purificación de biodiesel, simulada en Unisim Design.

Teniendo en cuenta estas consideraciones, se procedió al diseño y dimensionamiento de la columna de purificación de biodiesel en Unisim Design. La simulación dio como resultado una necesidad de 8 etapas ideales, con ingreso de alimentación en la primera etapa, y una relación de reflujo de 0,1 con una salida de productos en la segunda etapa, para alcanzar la separación deseada. Las corrientes resultantes son las siguientes:

Tabla 4.18: Corrientes de entrada y salida de la columna de purificación de biodiesel.

	Triglicérido	Diglicérido	Monoglicérido	Biodiesel	Glicerina	Metanol	Agua	Temperatura
Bio 2	166,71	159,27	113,04	13411	0	3,06	14,3	69,93
Desecho	0,01	0,024	0,115	42,96	0	2,98	14,01	85,59
Sin reaccionar	126,3	118,5	49,925	292,32	0	0	0	293,6
Biodiesel producto	40,4	40,75	62,995	13076	0	0,08	0,29	276,4

El dimensionamiento de la columna se realiza utilizando el programa Unisim Design. Se opta por utilizar como rellenos anillos metálicos Mellapac 250, lo cual dio como resultado las siguientes dimensiones:

Tabla 4.19: Dimensiones de la tercera columna de recuperación de metanol.

Volumen (m ³)	Diámetro (m)	Altura (m)	Etapas ideales	Calor de rehervidor (kJ/h)	Calor de condensador (kJ/h)
5,44	1,0668	6,096	8	$6,6 \cdot 10^6$	$6,1 \cdot 10^4$

4.6 Esquema general

Tras definir los equipos de separación y las corrientes involucradas en cada uno de ellos, se procede nuevamente a realizar el balance de masa de cada una de las subplantas y de la planta en general, además de realizar un esquema que represente el funcionamiento de la misma.

Tabla 4.20: Balance de masa de la subplanta de tratamiento de materia prima.

Sub Planta de tratamiento de materia prima			
Corrientes de entrada (kg/h)		Corrientes de salida (kg/h)	
AVU	2671	AVU	2510,7
AGL	187	AGL	26,71
Metanol	24,37	Metanol	6
		Biodiesel	168,5
		Agua residuo	10,3
Total	2800	Total	2800

La casi totalidad del metanol en exceso es reciclado, por lo cual no forma parte de estos balances. Una cierta parte de este se pierde junto con el metanol estequiométrico sin reaccionar, por la corriente de fondo del separador flash, por lo cual debe ser repuesto con la corriente de entrada de metanol.

El ácido sulfúrico que actúa como catalizador no está involucrado en ninguno de los procesos químicos, por lo cual no se lo considera para los balances. Este ingresa junto con el metanol y sale con la corriente de fondo de la columna de destilación, con un caudal másico igual a 2,26% del total de AVU a tratar, es decir, un caudal de 4,23 kg/h aproximadamente.

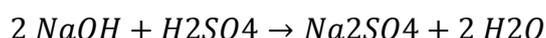
Tabla 4.21: Balance de masa de la subplanta de transesterificación.

Sub planta de transesterificación			
Corrientes de entrada (kg/h)		Corrientes de salida (kg/h)	
Aceite refinado	10682	Biodiesel	13400
AVU tratado	2684	Glicerina	1352
Metanol	1440		
Total	14806	Total	14752

Hay una diferencia de aproximadamente un 0,3% entre la corriente de entrada y salida de la subplanta de transesterificación, lo cual se atribuye a redondeos y a los errores de iteración en los procesos simulados en Unisim Design.

El hidróxido de sodio que actúa como catalizador no está involucrado en ninguno de los procesos químicos, por lo cual no se lo considera para los balances. El mismo ingresa junto con el metanol y es neutralizado en las torres de lavado con agua, saliendo de estas por las corrientes de fondo, como sulfato de sodio. Las corrientes de catalizador tienen un caudal másico igual al 1% de los triglicéridos a tratar, es decir, un caudal de 131 kg/h en el primer reactor y de 6,4 kg/h de ácido sulfúrico en el segundo reactor, aproximadamente.

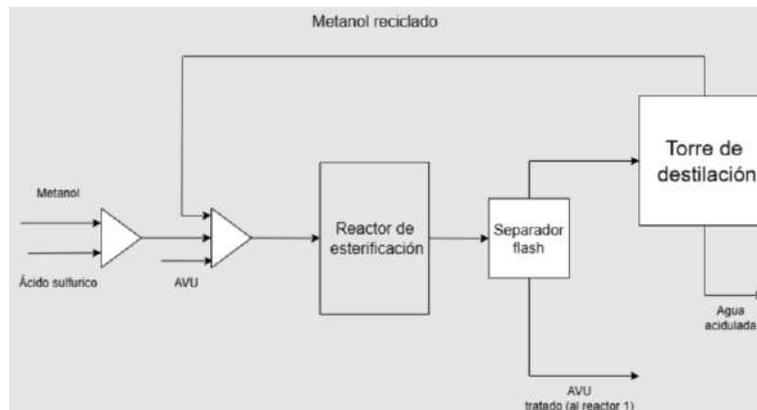
Estas corrientes de catalizador deben neutralizarse en las columnas de lavado, lo cual requiere que las corrientes de agua utilizadas estén aciduladas con ácido sulfúrico en cantidad tal que cumplan con la relación estequiométrica:



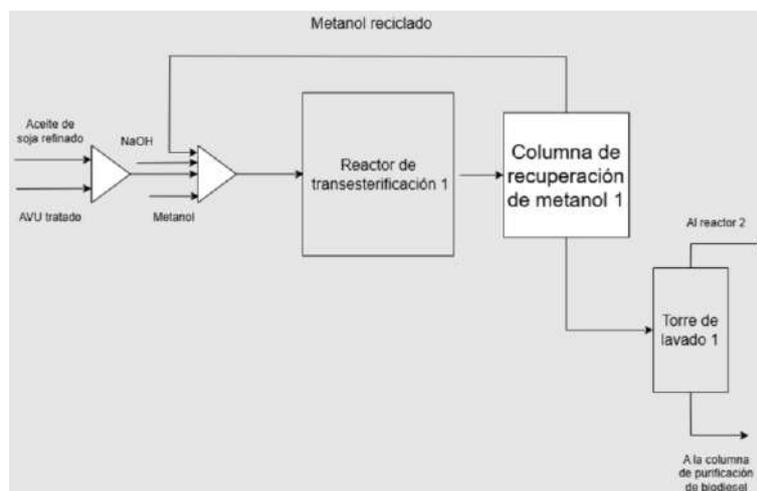
Diseño de una planta de producción de biodiesel
Facultad de Ingeniería-UNMDP

Esto representa una corriente de ácido sulfúrico de 160,48 kg/h en la primera torre de lavado y de 7,84 kg/h en la segunda, dando un caudal total de 168,32 kg/h. Si se considera que se dispone de una corriente de fondo de la columna de destilación de la subplanta de tratamiento de materia prima, que contiene 4,23 kg/h de ácido sulfúrico, se debe adicionar una corriente de 164,09 kg/h de ácido sulfúrico a las corrientes de agua de las torres de lavado para neutralizar la totalidad del catalizador básico.

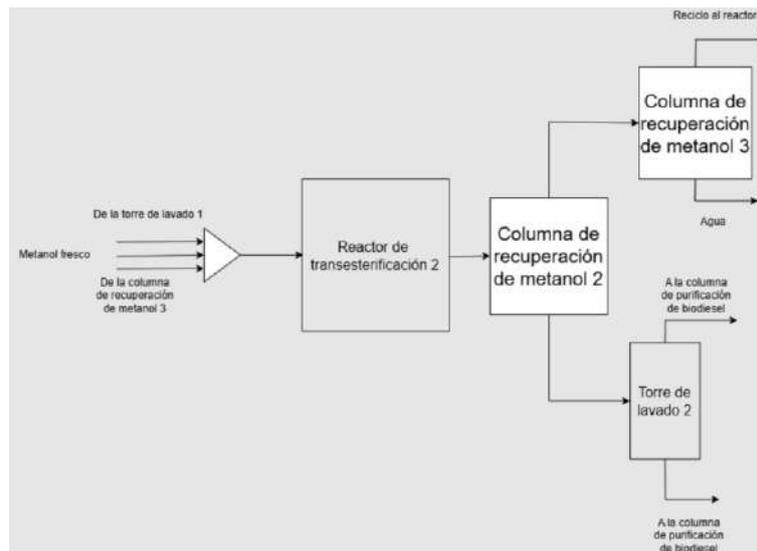
Figura 4.10: Diagrama de la subplanta de tratamiento de materia prima.



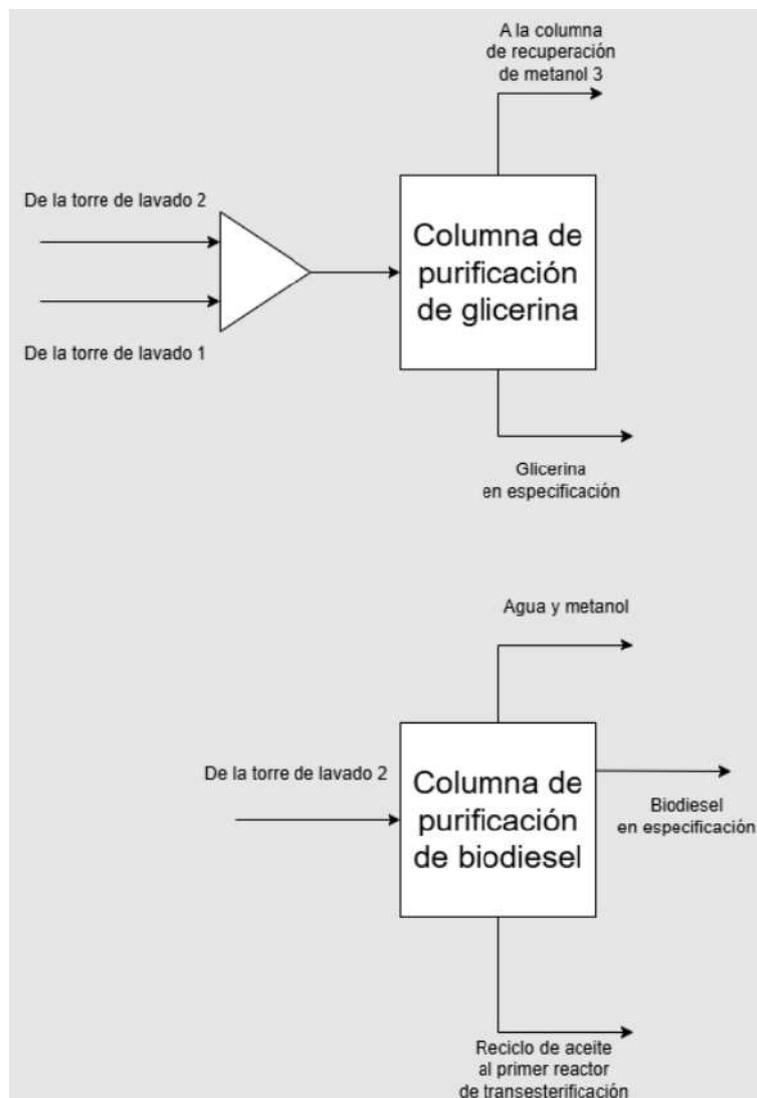
Figuras 4.11: Diagrama de la subplanta de transesterificación.



Figuras 4.12: Diagrama de la subplanta de transesterificación (cont.)



Figuras 4.13: Diagrama de la subplanta de purificación.



Bibliografía

- [4.1] “Destilación”. Dianelys Ondarse Álvarez. <https://concepto.de/destilacion/>
- [4.2] “Diseño de una columna de destilación para recuperación de una sustancia termosensible” Mistretta, Alejandra Montoya. http://opac.pucv.cl/pucv_txt/txt-3000/UCF3374_01.pdf
- [4.3] “Decantación: Definición, Tipos, Aplicaciones, Estanques y sus tipos” <https://blog.fibrasynormasdecolombia.com/decantacion-definicion-tipos-aplicacionesestanquestipos/>
- [4.4] “Operaciones de transferencia de masa.” Treybal, Robert; Segunda edición. 1988
- [4.5] “Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment” Y. Zhang, M.A. Dube, D.D. McLean, M. Kates

Facultad de Ingeniería-UNMDP

Capítulo 5: Integración energética

Diseño de una planta de producción de biodiesel

5.1 Resumen ejecutivo

Se realizó la integración energética de las corrientes de operación de la planta de producción de biodiesel a través del método PINCH, utilizando el programa Hint, para determinar la mínima cantidad necesaria de intercambiadores de calor. Debido a que no fue posible satisfacer la demanda energética integrando las corrientes de proceso, se debió utilizar equipos auxiliares de calentamiento y enfriamiento, lo cual requirió del diseño de una caldera y una torre de enfriamiento.

Los intercambiadores de calor fueron dimensionados considerando sus coeficientes globales de transferencia de calor, y la caldera y torre de enfriamiento fueron seleccionadas de catálogos según los caudales de corriente de servicio que deben manejar y, en el caso de la caldera, el fluido calefactor seleccionado. Se llegó a una necesidad de 8 intercambiadores para las corrientes de proceso y 13 intercambiadores auxiliares, una caldera que opera con una corriente de 304,5 m³/h de fluido calefactor Dowtherm-A y una torre de enfriamiento de agua de tiro inducido que maneja 68,99 m³/h de agua.

Para los equipos que operan en vacío, se determinó la necesidad de instalar eyectores que operan con vapor de agua como fluido motriz, lo cual, ante la ausencia de una caldera acuotubular, requiere de la instalación de un generador de vapor eléctrico.

Finalmente, se determinaron los equipos de impulsión necesarios para el funcionamiento de la planta, eligiendo de catálogos las bombas más apropiadas para cada corriente.

5.2 Objetivos del capítulo

En este capítulo, se dimensionarán, diseñarán y seleccionarán los equipos auxiliares necesarios para el funcionamiento de la planta, tales como los intercambiadores de calor, bombas, motores de agitación, torres de enfriamiento, calderas y generadores de vapor.

Para lograr esto, se realizará la integración energética de las corrientes de procesos involucradas en la producción de biodiesel, construyendo una red de intercambiadores de calor que permitan el calentamiento o enfriamiento de cada una, minimizando la necesidad de corrientes de servicio.

Tras dimensionar estos equipos, se procederá a estimar el tamaño y la potencia requerida de los equipos auxiliares, y luego se elegirá el más adecuado para las necesidades de la planta.

5.3 Integración energética: análisis PINCH

Para facilitar el proceso de integración energética de las corrientes de proceso, se recurre al análisis PINCH. Este consiste en una metodología sistemática para el diseño de un sistema integrado de intercambiadores de calor que reduzca al mínimo la necesidad de corrientes auxiliares de calentamiento o enfriamiento. De esta forma, se reducen los costos de dimensionamiento de equipos auxiliares. [5.1]

El primer paso para la utilización de este método es la determinación del punto pinch. En un intercambiador de calor, no es posible calentar a la corriente fría por encima de la temperatura de entrada de la corriente caliente, y viceversa, no puede enfriarse la corriente caliente por debajo de la temperatura de entrada de la corriente fría. Además, debido a que la fuerza impulsora del intercambio de calor es la diferencia de temperatura entre las corrientes, debe haber una diferencia mínima entre ellas, que permita una velocidad de transferencia de calor razonable. El punto pinch representa la mínima temperatura necesaria para permitir una buena transferencia de calor entre dos corrientes a distinta temperatura.

En primer lugar, debemos determinar las corrientes calientes, que deben ser enfriadas, y las corrientes frías, que deben ser calentadas, junto con la capacidad calorífica y caudal másico de cada una o el calor necesario para generar el cambio de temperatura deseado en las mismas, para así conocer la disponibilidad y necesidad de calor a intercambiar. En la siguiente tabla, se presentan las corrientes que requieren cambios de temperatura en la planta de producción de biodiesel:

Tabla 5.1: Corrientes de proceso de la planta de producción de biodiesel.

N°	Nombre	Tipo de corriente	T in (K)	T out (K)	Entalpía (kW)
1	Rehervidor rec metanol 1	Fría	347,7	428,3	1279,44
2	Ingreso lavado 1	Caliente	430,2	333	844,44
3	Rehervidor rec metanol 2	Fría	358,53	501,4	2009,72
4	Condensador rec metanol 2	Caliente	343,36	339,38	585
5	Ingreso lavado 2	Caliente	486,3	333	1381,39
6	Rehervidor purificación glicerina	Fría	448	528,4	369,72
7	Condensador purificación glicerina	Caliente	403,3	346,7	228,33
8	Rehervidor rec metanol 3	Fría	369,8	371,76	481,94
9	Condensador rec metanol 3	Caliente	345,31	340,12	475,28
10	Corriente de glicerina	Caliente	528,4	318	226,19
11	Corriente de biodiesel	Caliente	549,2	318	1836,67
12	Rehervidor purificación de biodiesel	Fría	554,4	567,3	1842,22
13	Condensador purificación de biodiesel	Caliente	471,1	359,49	17,81
14	Ingreso separador flash	Fría	318	378	120,2
15	Condensador rec esterificación	Caliente	378	322,4	41,3
16	Rehervidor rec esterificación	Fría	350,3	364,5	392,2

Teniendo definidas estas corrientes, se construye la curva compuesta. Esta es una representación gráfica de la temperatura vs la entalpía de las corrientes frías y calientes, que permiten determinar más fácilmente los intervalos en los cuales estas pueden intercambiar calor, así como la disponibilidad y demanda del mismo.

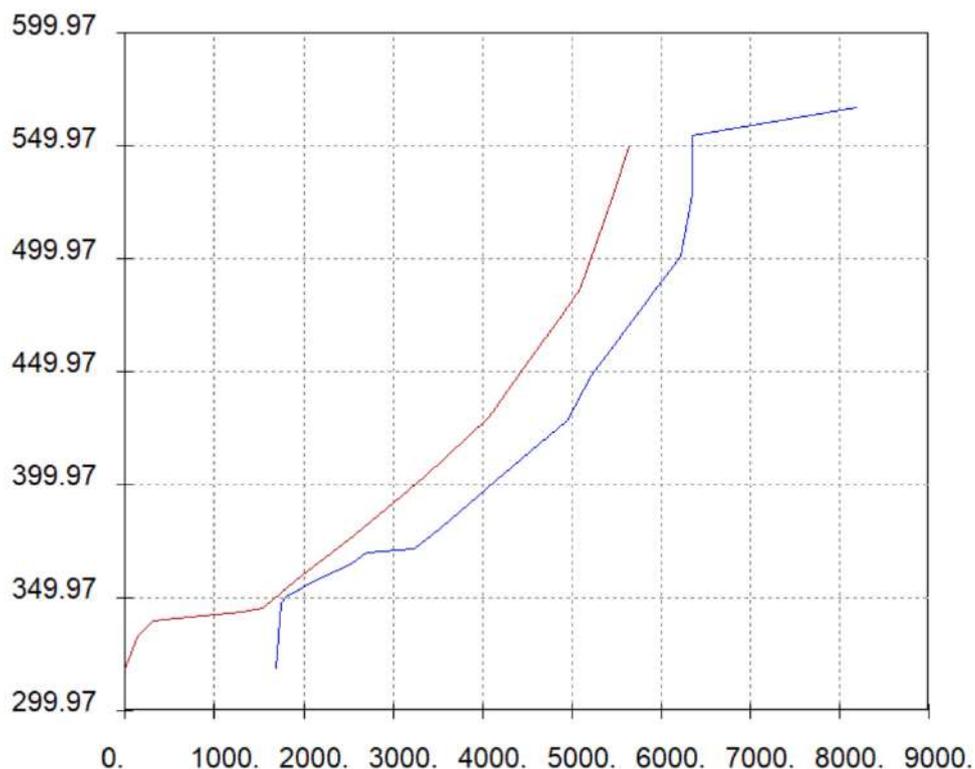


Figura 5.1: Diagrama de curvas compuestas de las corrientes de proceso.

Debido a que se trabaja con valores de capacidad calorífica constante para todas las corrientes, se obtienen líneas rectas desde la temperatura de entrada hasta la temperatura objetivo. Estas curvas representan el aumento de energía que sufren las corrientes frías y calientes dentro de un determinado intervalo de temperatura. Un requisito para la aplicación del método PINCH es que la curva compuesta caliente esté siempre por encima de la curva compuesta fría, que como podemos ver, se cumple para las corrientes de operación.

No es posible intercambiar calor en las zonas en las que la curva de las corrientes calientes no está por encima de la curva de las corrientes frías, en el eje de las abscisas. Esta necesidad insatisfecha de calor deberá ser compensada con equipos auxiliares de calentamiento y enfriamiento.

El punto pinch se define como el punto de menor diferencia de temperatura entre las curvas compuestas fría y caliente. Las corrientes calientes no pueden ceder calor más allá del punto pinch, ni las corrientes frías remover calor más allá de este punto. El punto pinch efectivamente define dos zonas dentro del diagrama de curvas compuestas, donde se deberá definir dos redes de intercambiadores de calor entre las corrientes que ocupan estas zonas.

La representación gráfica de las corrientes y de los acoplamientos se llama “Diagrama de red”. Allí las corrientes calientes y las frías se representan con líneas horizontales, en donde las temperaturas de entrada y de salida se indican a ambos lados. Asimismo, la línea vertical en medio muestra la temperatura del pinch frío y del caliente. Los círculos representan los intercambiadores, y los que no están interconectados son los intercambiadores que usan servicios auxiliares fríos o calientes. Sobre cada intercambiador se indica el calor que debe

intercambiar y se calculan las temperaturas de entrada y de salida de cada corriente a cada uno de ellos.

Tabla 5.2: Integración energética de corrientes de servicio.

Intercambiador	Corrientes	T in (K)	T out (K)	Calor intercambiado (kW)
1	6	448	528,4	369,72
	11	549,2	502,66	
2	3	358,53	436,84	1101,52
	11	502,66	364	
3	1	350,3	362,13	187,81
	10	528,4	353,7	
4	1	362,13	428,3	1050,36
	5	486,3	369,74	
5	8	369,8	369,86	15,65
	13	471,1	373	
6	8	369,86	371,76	466,29
	2	430,2	376,53	
7	14	350,3	351,38	2,16
	13	373	359,5	
8	16	350,3	357,55	200,1
	7	403,3	353,7	

Esta configuración de intercambiadores permitió integrar 3393,61 kW de calor. Estos, sin embargo, no satisfacen las necesidades de las corrientes de operación, por lo cual es necesario instalar equipos auxiliares.

Tabla 5.3: Integración energética de los equipos auxiliares.

Equipo	Corriente de servicio	T in (K)	T out (K)	Calor intercambiado
Calentador 9	12	554,4	567,3	1842,22
Calentador 10	1	347,7	350,3	41,27
Enfriador 11	2	376,53	333	378,15
Calentador 12	3	436,84	501,4	908,2
Enfriador 13	4	346,36	339,38	585
Enfriador 14	5	369,74	333	331
Enfriador 15	9	345,31	340,12	475,28
Enfriador 16	7	353,7	346,7	28,24
Enfriador 17	10	353,7	318	38,34
Enfriador 18	11	364	318	365,43
Calentador 19	14	318	350,3	64,7
Enfriador 20	15	378	322,4	41,3
Calentador 21	16	357,55	364,5	192,11

Utilizando estos equipos auxiliares, se integran otros 5291,25 kW de calor. De esta manera, se satisfacen las necesidades energéticas para calentar y enfriar todas las corrientes de servicio de la planta, 8 intercambiadores de calor y 13 equipos auxiliares.

5.4 Dimensionamiento de equipos

5.4.a Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor se diseñan como equipos de doble tubo o de coraza y tubos, según resulten sus necesidades de área de intercambio. En los de doble tubo, las corrientes se disponen de tal forma que fluyan en contracorriente, ya que en varios de los intercambiadores se desea enfriar la corriente caliente por debajo de la temperatura de salida de la corriente fría, lo cual no es posible cuando el flujo es en paralelo. [5.2]

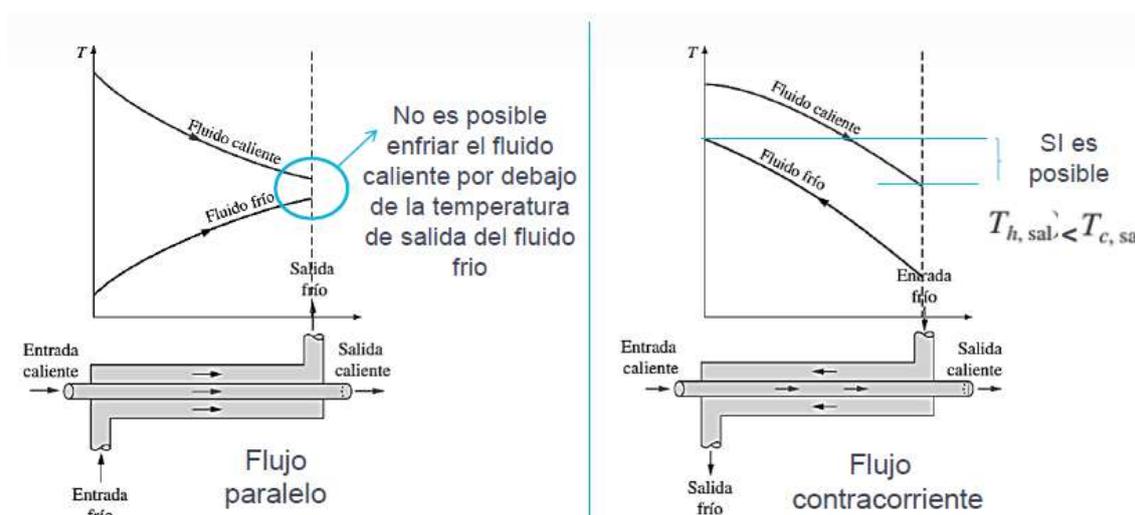


Figura 5.2: Configuraciones de flujo en intercambiadores de doble tubo.

La ecuación de diseño para los intercambiadores de calor es la siguiente:

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

Donde U es el coeficiente global de transferencia de calor, A es el área de contacto entre fases y ΔT_{ml} es la diferencia de temperatura media logarítmica. Como se discutió anteriormente, no es posible calcular los valores de U de los intercambiadores de calor, ya que esto requiere de datos termodinámicos y de cinética de flujo desconocidos, debido a que varios de los compuestos utilizados fueron simulados hipotéticamente.

Por este motivo, se recurrirá a datos bibliográficos de los coeficientes peliculares para determinar los coeficientes globales de transferencia de calor. Las corrientes involucradas pueden considerarse como aceites livianos, solventes orgánicos o agua dependiendo de su composición. Dado que se posee un rango de valores para cada coeficiente pelicular, se utilizará el valor promedio de cada uno de estos. [5.3]

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}$$

Coeficientes de película aproximados h_i ó h_o (J/s m² K)

Sin cambio de fase		Evaporación		Condensación	
agua	1500-11000	agua	4500-11000	vapor de agua	5500-17000
gases	15-250	solv. org.	500-1500	solv. orgánicos	800-2800
solv. organ.	350-2000	ac. livianos	850-1700	aceites livianos	1100-2200
aceites	60-700	ac. pesados	60-250	ac. pesados (vacío)	110-250
		amoníaco	1000-2000	amoníaco	2500-5000

Figura 5.3: Coeficientes de película aproximados.

La diferencia de temperatura media logarítmica se calcula según la ecuación:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(Th1 - Tc2) - (Th2 - Tc1)}{\ln\left(\frac{Th1 - Tc2}{Th2 - Tc1}\right)}$$

Siendo Th1 y Th2 las temperaturas de entrada y salida de la corriente caliente y Tc1 y Tc2 las temperaturas de entrada y salida de la corriente fría.

En base a estos datos, se procede al cálculo de las áreas de los intercambiadores de calor.

Tabla 5.4: Dimensiones de los intercambiadores de calor.

N°	Corriente	T in (K)	T out (K)	ΔT_{ml} (K)	h (W/m ² *K)	U (kW/m ² *K)	Q (kW)	A (m ²)
1	6	448	528,4	35,05	1175	0,287	369,72	36,75
	11	549,2	502,66		380			
2	3	358,53	436,84	24,26	380	0,19	1101,52	239
	11	502,66	364		380			
3	1	350,3	362,13	41,93	380	0,287	187,81	15,6
	10	528,4	353,7		1175			
4	1	362,13	428,3	24,82	380	0,19	1050,36	222,73
	5	486,3	369,74		380			
5	8	369,8	369,86	28,38	5500	0,355	15,65	1,55
	13	471,1	373		380			
6	8	369,86	371,76	23,84	5500	0,355	466,29	55
	2	430,2	376,53		380			
7	14	350,3	351,38	14,53	380	0,19	2,16	0,78
	13	373	359,5		380			
8	16	350,3	357,55	16,3	5500	0,355	200,1	34,6
	7	403,3	353,7		380			

Para el dimensionamiento de los equipos auxiliares, primero se deben determinar los fluidos de las corrientes de servicio que se utilizarán en estos equipos.

Las corrientes frías deben ser calentadas hasta temperaturas de 567,3 K, por lo cual se necesita utilizar un fluido calefactor a temperaturas mayores a esta. El más utilizado es el vapor de agua, dada su gran disponibilidad. En nuestro caso, debido a las altas temperaturas necesarias, este debería tener una temperatura de saturación de al menos 577,3 K, lo cual requeriría una presión de más de 160 atm. Por lo tanto, se descarta el uso de vapor de agua como fluido calefactor.

Se opta por utilizar el compuesto Dowtherm-A, un fluido calefactor alquil-aromático capaz de ser utilizado como líquido o como vapor, provisto por la empresa Dow. [5.4]

Tabla 5.5: Propiedades del fluido calefactor Dowtherm-A.

Dowtherm-A	
Rango de operación (°C)	15,56-398,9
Coefficiente pelicular de calor (W/m ² *K)	3480,8
Conductividad térmica (W/m*K)	0,14-0,095
Calor específico (kJ/kg*K)	1,56-2,65
Viscosidad (cp)	4,9-0,13
Densidad (kg/L)	1,063-0,68
Temperatura de autoignición (K)	888

Con el fin de mantener una fuerza impulsora decente entre el fluido calefactor y las corrientes de servicio a calentar, se determina que el fluido deberá tener una temperatura de salida en los equipos de intercambio de calor auxiliares no menor a 10°C por encima de la temperatura de las corrientes a calentar. Dado que la corriente 12 tiene una temperatura de salida de 567,3 K, esto significa que la temperatura de salida del fluido Dowtherm-A debe ser de 577,3 K. Además, se establece una diferencia de temperatura en el fluido calefactor de 20°C, por lo cual su temperatura de entrada será de 597,3 K.

Como fluido refrigerante para los equipos de intercambio de calor auxiliares, se utilizará agua refrigerada, utilizando una torre de enfriamiento de agua. Dado que algunas corrientes de operación deben ser enfriadas hasta una temperatura de 318 K, la corriente de agua debe ingresar a una temperatura menor a esta. En base a estas consideraciones, la corriente de agua ingresará a 303 K y saldrá a 333 K.

Tabla 5.6: Dimensiones de los intercambiadores de calor auxiliares.

N°	Corriente	T _{in} (K)	T _{out} (K)	ΔT_{ml} (K)	h (W/m ² *K)	U (kW/m ² *K)	Q (kW)	A (m ²)
Calentador 9	12	554,4	567,3	26,345	380	0,342	1842,22	204,46
	Dowtherm-A	597,3	577,3		3480			
Calentador 10	1	350,3	347,7	212,2	380	0,342	41,27	0,57
	Dowtherm-A	597,3	577,3		3480			
Enfriador 11	Agua	333	305	35,3	6250	0,358	378,15	30
	2	376,53	333		380			
Calentador 12	3	436,84	501,4	117,27	380	0,342	908,2	22,6
	Dowtherm-A	597,3	577,3		3480			
Enfriador 13	Agua	333	305	20	6250	0,989	585	29,58
	4	343,4	339,4		1175			
Enfriador 14	Agua	333	305	32,36	6250	0,358	331	28,57
	5	369,74	333		380			
Enfriador 15	Agua	333	305	21,76	6250	0,989	475,28	22,08
	9	345,31	340,12		1175			
Enfriador 16	Agua	333	305	30	6250	2,925	28,24	0,32
	7	353,7	346,7		5500			
Enfriador 17	Agua	333	305	16,56	6250	0,989	38,38	2,34
	10	353,7	318		1175			
Enfriador 18	Agua	333	305	20,69	6250	0,358	365,43	49,34
	11	364	318		380			
Calentador 19	14	318	350,3	251	380	0,943	64,71	0,75
	Dowtherm-A	597,3	577,3		3480			
Enfriador 20	Agua	333	305	29,05	6250	0,989	41,3	1,44
	15	378	322,4		1175			
Calentador 21	16	357,55	364,5	224,63	5500	2,13	192	0,4
	Dowtherm-A	597,3	577,3		3480			

5.4.b Equipos auxiliares

El uso de una corriente de servicio de calentamiento requiere de la instalación de una caldera, para mantener las condiciones de temperatura de entrada a los intercambiadores de calor. Dado que se utiliza un fluido calefactor, se requerirá de una caldera especializada diseñada para su uso. En este caso, el fluido Dowtherm-A es lubricante y no corrosivo, lo cual implica un mucho menor desgaste del equipo, en comparación con una caldera de vapor de agua y ausencia de incrustaciones debido a solutos. Puede entonces asumirse que la caldera no requerirá de mantenimiento durante la vida útil del proyecto.

Para poder determinar la caldera a utilizar, primero debemos determinar el caudal de fluido calefactor necesario para satisfacer las demandas energéticas de las corrientes de operación. Utilizando la ecuación para el balance de energía de las corrientes de Dowtherm-A y conociendo los valores del calor intercambiado y las propiedades del fluido, podemos hallar el caudal necesario:

$$Q = F * \rho * Cp * \Delta T$$

Tabla 5.7: Caudales de fluido calefactor.

Intercambiador	Calor intercambiado (kW)	Caudal volumétrico (m ³ /h)
Calentador 9	1842,22	185
Calentador 10	41,27	4,12
Calentador 12	908,2	90,72
Calentador 19	64,71	6,46
Calentador 21	192	19,18
Total		304,48 m ³ /h

Para satisfacer esta demanda, se emplea una caldera acuotubular vertical de tres pasos de humos de alta eficiencia de la línea FT de ATTSU. Esta caldera puede operar a temperaturas de hasta 400°C y está diseñada con dos serpentines helicoidales concéntricos, conectados en serie y dispuestos en contracorriente con los gases de combustión. El modelo seleccionado es el FT-10000, que consume 1.196 m³/h de gas natural. [5.5]

El uso de una corriente de servicio de enfriamiento requiere de la instalación de un equipo para mantener las condiciones de temperatura de entrada a los intercambiadores de calor. Debido a que se utiliza agua como fluido de refrigeración, se opta por la utilización de una torre de agua. Esta consiste en una torre con un relleno o entramado que provee un área superficial para que el agua, que ingresa por tope, entre en contacto con una corriente de aire con menor contenido de humedad, que ingresa por fondo, de tal manera que el agua se enfríe por evaporación.

Estas torres operan a través de un proceso de transferencia de masa y calor, donde una pequeña fracción del agua caliente que ingresa por tope se evapora al entrar en contacto con el aire seco, insaturado de humedad, enfriándose a medida que la corriente de aire se calienta y se humedece. Esto representa una pérdida de fluido de servicio, el cual deberá ser repuesto. [5.6]

Las torres de enfriamiento cuentan con ventiladores para generar el flujo de aire seco necesario para su funcionamiento. Según su diseño, pueden categorizarse como: [5.7]

- De tiro natural: el aire fluye a través de la torre debido a la diferencia de densidad entre el aire frío y seco que entra por fondo y el aire caliente y húmedo que sale por tope.
- De tiro inducido: el aire ingresa debido a un ventilador instalado en la parte superior de la torre.

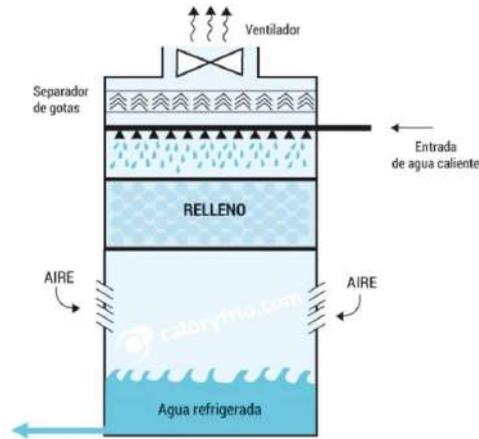


Figura 5.4: Torre de enfriamiento de tiro inducido.

- De tiro forzado: el aire ingresa debido a un ventilador instalado en la parte inferior de la torre.

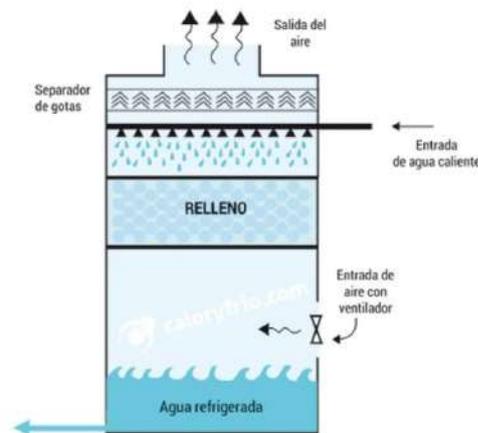


Figura 5.5: Torre de enfriamiento de tiro forzado.

De manera similar a la caldera, se necesita conocer el caudal de agua necesario para satisfacer las necesidades energéticas de las corrientes de procesos. Considerando la capacidad calorífica y densidad del agua como constantes e iguales a 4,18 kJ/kg*K y 1000 kg/m³ respectivamente:

Tabla 5.7: Caudales de agua de refrigeración.

Intercambiador	Calor intercambiado (kW)	Caudal volumétrico (m ³ /h)
Enfriador 11	378,15	11,63
Enfriador 13	585	18
Enfriador 14	331	10,18
Enfriador 15	475,28	14,62
Enfriador 16	28,24	0,87
Enfriador 17	38,38	1,18
Enfriador 18	365,43	11,2
Enfriador 20	41,3	1,27
Total		68,99 m³/h

Además del caudal de agua necesario, también debemos conocer las condiciones ambientales de la localidad donde la torre será utilizada, para poder determinar las condiciones de temperatura y humedad de la corriente de aire. La planta será instalada en la ciudad de San Lorenzo, provincia de Santa Fe, de la que se poseen los siguientes datos históricos: [5.8]

	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Temperatura media (°C)	26.1	24.9	22.5	19.3	15.6	13	12.1	13.9	16.2	19.2	22.2	24.5
Temperatura min. (°C)	21.5	20.8	18.6	15.7	12.4	9.6	8.5	9.6	11.6	14.7	17.3	19.7
Temperatura máx. (°C)	31	29.4	27.1	23.6	19.5	17.2	16.7	19.2	21.7	24.4	27.4	29.5
Precipitación (mm)	117	131	148	122	78	49	42	51	67	141	127	140
Humedad(%)	61%	68%	72%	72%	75%	78%	74%	69%	64%	66%	61%	62%
Días lluviosos (días)	7	7	7	6	5	4	4	4	4	7	6	7
Horas de sol (horas)	10.9	9.4	8.5	7.3	6.0	5.9	6.8	8.0	8.5	8.7	10.5	10.8

Figura 5.6: Datos históricos de condiciones climáticas en San Lorenzo.

Para determinar la elección de la torre, se utiliza el caso más desfavorable para el enfriamiento por evaporación, es decir, la condición de temperatura más alta del aire, en este caso, 31°C en el mes de enero. Teniendo esta temperatura y la humedad relativa asociada, 61%, podemos calcular la temperatura de bulbo húmedo utilizando el diagrama psicrométrico.

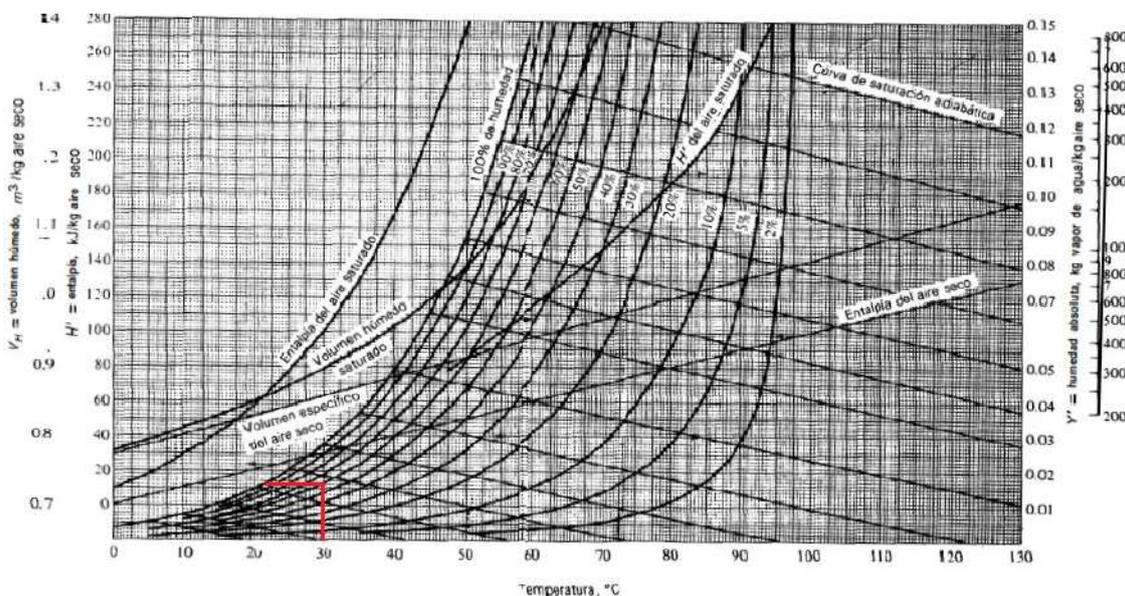


Figura 5.7: Diagrama psicrométrico aire-agua.

La temperatura de bulbo húmedo resulta de aproximadamente 24°C. Se toma como criterio una diferencia de 8°C entre la temperatura de salida del agua de la torre y la temperatura de bulbo húmedo, es decir, el agua de enfriamiento tendrá una temperatura de entrada a los equipos de intercambio de calor auxiliares de 32°C. Teniendo estos datos, podemos utilizar el software MESAN para determinar la elección de la torre de enfriamiento apropiada para las necesidades de nuestra planta. Eligiendo la opción más económica, se opta por el uso de una torre de la serie MSX-R, modelo MSX-R-100-4. [5.9]

Cooling Tower Data			
Series:	MSX-R Cross Flow Induced Draft, L Type		
Model:	MSX-R-100-4	CTI Certification:	NULL
Cell(s) Per Set:	1	Fan Motor Pole No.:	4 p
Fan Type:	Axial	Fan Motor Power Per Cell:	4 kw
Fan Diameter:	1780 mm	Fan Motor Power Total:	4 kw
Fans Per Cell:	1	Air Flow Per Cell:	78100 m ³ /h
Static Head:	3 m	Air Flow Total:	78100 m ³ /h
Distribution Head:	0 m		
Performance Data			
Water Flow Rate Per set:	68,99 m ³ /h	Evaporation Loss:	4.667 %
Entering Water Temp.:	60°C	Drift Loss:	≤ 0.005 %
Leaving Water Temp.:	32°C		
Ambient Wet Bulb Temp:	24°C	Heat Rejection Capability:	2214 kw
Range:	28°C		
Approach:	8°C	This selection satisfies your design conditions.	
Physical Data			
	Per Set		Total Per Set
Length:	2220 mm	Dry Weight:	1060 kg
Width:	3570 mm	Operating Weight:	1960 kg
Height:	3575 mm		
Note: Weights and dimensions do not include options.			

Figura 5.8: Planilla de especificaciones de la torre de enfriamiento de agua MSX-R-100-4.

El desplazamiento de fluidos a través de tuberías, codos, válvulas, tes, etc. genera una pérdida de carga debido a la fricción, cambios de sentido de flujo, cambios de presión, etc. Para compensar estas pérdidas, así como para impulsar a un fluido para que ascienda al tope de un equipo, se requiere de un sistema de impulsión que transmita energía al fluido.

Los equipos más utilizados para la impulsión de líquidos son las bombas. Estas son equipos que transforman energía mecánica en energía hidráulica, para permitir la impulsión de los líquidos que fluyen a través de ella. Pueden ser clasificadas en dos grupos, según el principio de su funcionamiento:

- Centrífugas: el fluido entra por el centro del impulsor de la bomba, que rota a altas velocidades para impulsarlo por fuerza centrífuga hacia la carcasa exterior, donde sale hacia las tuberías. Son las bombas más baratas y de uso más difundido, por lo que se opta frecuentemente por su utilización siempre y cuando los fluidos y condiciones de operación no limiten su uso.
- Desplazamiento positivo: como su nombre indica, impulsan el fluido a través del desplazamiento de partes móviles como pistones, lóbulos, membranas, etc. Permiten mayores presiones de operación que las centrífugas, pero manejan menores caudales, poseen muchas partes móviles que sufren desgaste durante su funcionamiento y son más costosas, por lo cual su uso es menos difundido.[5.10]

Dadas las condiciones de operación de nuestra planta, que involucra presiones bajas y grandes caudales, se opta por la utilización de bombas centrífugas. [5.11] [5.12]

Tabla 5.8: Selección de bombas.

Corriente	Caudal másico (kg/h)	Densidad (kg/m ³)	Caudal volumétrico (m ³ /h)	Bomba	Altura de operación (m.c.a.)	Potencia consumida (kW)
Ingreso reactor transesterificación-1	16700	996,3	16,76	ISO 2858 modelo 50-200	16	1,5
Ingreso recuperación de metanol 1	16700	942,5	17,72	ISO 2858 modelo 50-160	14,6	1,5
Ingreso lavado 1	15420	944,3	16,33	ISO 2858 modelo 50-160	14,7	1,5
Ingreso reactor transesterificación-2	14690	902,4	16,28	ISO 2858 modelo 50-160	14,7	1,5
Ingreso recuperación de metanol 2	14690	900	16,32	ISO 2858 modelo 50-160	14,7	1,5
Ingreso lavado 2	14150	877,7	16,12	ISO 2858 modelo 50-160	14,7	1,5
Ingreso recuperación de metanol 3	1067	801,5	1,33	CM 22	18	0,37
Ingreso torre purificación glicerol	1702	847,1	2	CM 22	18	0,37
Ingreso torre purificación biodiesel	13870	859,9	16,13	ISO 2858 modelo 50-200	22,4	2,25
Reciclo aceite	587,3	700,9	0,84	CM 22	19	0,37
Torre de enfriamiento	69000	1000	68,99	ISO 2858 modelo 65-250	19	7,5
Ingreso reactor esterificación	2786,7	1015	2,74	CM 22	17	0,37
Ingreso separador flash	2786,7	1006	2,77	CM 22	17	0,37

Dos de los equipos de separación diseñados, el separador flash en la subplanta de esterificación y la columna de purificación de glicerina, operan en vacío, lo cual significa que deben instalarse en ellos eyectores para generar las condiciones de presión necesarias.

Un eyector es un dispositivo utilizado para aspirar el gas o el vapor del recipiente o sistema deseado. Es similar a una bomba de vacío o a un compresor. La principal diferencia entre el eyector y la bomba de vacío o un compresor industrial es que no tiene partes móviles. Por lo tanto, es un equipo relativamente barato, fácil de manejar y sin mantenimiento.

El principio de funcionamiento del eyector es que la energía de la presión del fluido motriz se convierte en energía de la velocidad mediante una expansión adiabática en el conducto convergente/divergente. Debido a la caída de presión del fluido motriz, se creará una zona de baja presión antes de la cámara de mezcla.

El equipo consiste de 3 partes principales: la boquilla de entrada del fluido motriz, un difusor de descarga y un cabezal de succión. El fluido motriz más utilizado es el vapor de agua, que

usualmente se usa sobrecalentado, para evitar el desgaste generado por la presencia de gotas de líquido en el vapor saturado.

El volumen de succión de aire debería ser constante, pero debido a que existen fugas, debe realizarse un estimado de la cantidad de aire que debe succionar ocasionada por las fugas en el sistema. [5.13]

Las fugas se pueden estimar mediante la siguiente ecuación:

$$m = k * V^{2/3}$$

Donde m es el flujo másico de aire a reponer en lb/h, k es un coeficiente que depende de la presión de operación del equipo y V es el volumen del sistema en ft³.

Tabla 5.9: Valor de k en función de la presión.

Presión(mm Hg)	>90	20-90	3-20	1-3	<1
K	0,194	0,146	0,0825	0,0508	0,0254

Ambos equipos operan a una presión de 50 kPa, es decir, 375 mmHg aproximadamente, por lo cual su valor de k será de 0,194. Teniendo los valores de los volúmenes de los equipos que se obtuvieron en el capítulo anterior, se determina que el flujo de aire libre para el separador flash es de 2,09 lb/h y el de la columna de purificación de glicerina es de 0,94 lb/h.

Dependiendo de la presión de operación, pueden ser necesarios varios eyectores operando en etapas continuas, como se muestra en la siguiente figura:

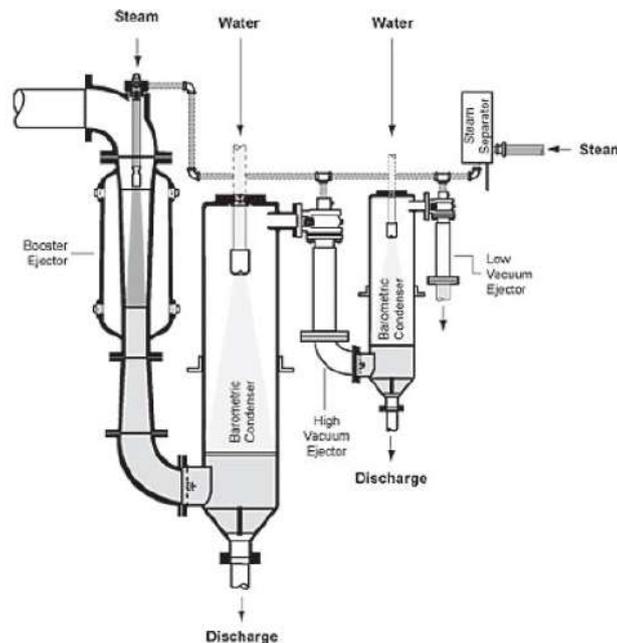


Figura 5.9: Sistema de eyectores en serie.

Para presiones mayores a 60 mmHg, sólo se necesita una etapa, por lo cual nuestros equipos, que operan a 375 mmHg, requieren eyectores de una sola etapa.

La carga de fluido motriz (vapor de agua) necesaria se obtiene del siguiente gráfico; conociendo la presión de operación, se ingresa por el eje de las ordenadas hasta cortar la curva de número de etapas apropiada (en este caso, una sola), luego, se baja hasta el eje de las abscisas para obtener la relación másica entre el fluido motriz y la corriente de aire de fuga:

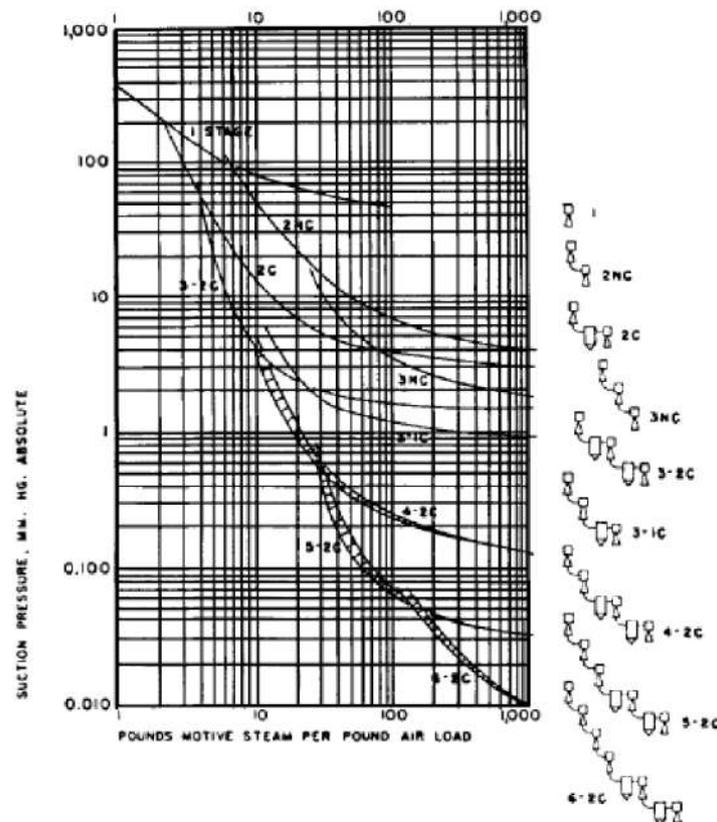


Figura 5.10: Presión de succión en función de la relación másica entre el fluido motriz y el caudal de aire libre.

Dado que ambos equipos operan a la misma presión, ambos tendrán una relación de lb vapor/lb aire de 1,1. Multiplicando este valor por los caudales de aire libre obtenidos anteriormente, se llega a una demanda de caudal de vapor de agua de 2,3 lb/h para el separador flash y de 1,03 para la columna de purificación de glicerina. Se opta por el uso de eyectores de chorro de vapor de agua de acero inoxidable, que resultan adecuados para las condiciones de operación. [5.14]

Debido a que no se posee una caldera acuotubular, ya que la caldera instalada opera con fluido calefactor Dowtherm-A, y que los caudales de vapor necesarios son demasiado bajos para justificar la instalación de una nueva caldera, se opta por la utilización de un generador de vapor eléctrico para satisfacer la demanda de los eyectores.

El equipo utilizado es un generador de vapor eléctrico Cellkraft E-Series 6000, que opera con vapor sobrecalentado. [5.15]

Diseño de una planta de producción de biodiesel
 Facultad de Ingeniería-UNMDP

	E-1500	E-3000	E-6000
Steam flow			
Control range (g/min) ¹	0 (0.1)...25	0 (0.1)...50	0 (0.1)...100
Flow accuracy ² (steady state)	±1 % of Full Scale ± 1 % of Present Value		
Transient accuracy (<15 min after setpoint change)	± 5% of Full Scale		
Steam temperature			
Range (optional)	100...200 °C	100...200 (400) °C	
Accuracy	±2 °C		
Steam pressure			
Pressure	1...6 bar (abs) Optional min pressure: Vacuum. Optional max pressure: 15 bar(a) or 20 bar(a)		
Liquid supply			
Water quality	Deionised or distilled (max 2 µS / cm)		
Suction capacity of inlet water	1 m		
Pressure of inlet water	Max 0.5 bar(g)		
Pressure of inlet water (option)	3 bar(g) or 16 bar(g)		
General			
Power	1500 W	3000 W	6000 W
Ambient temperature in use	+5... +35 °C		
Ambient temperature storage	-40... +60 °C		
Start-up time	5 min		
Wetted materials	PTFE, Stainless steel, (PEEK, EPDM)		
Certification	CE certified		
Mechanical			
WxHxD standard bench top version	191.6x353x331 mm	281x471x391 mm	281x471x391 mm
WxHxD wall mount version	500x500x300 mm		
Weight	Approx 9 kg	Approx 20 kg	Approx 23 kg
Liquid inlet	Swagelok® 6 mm. At request ¼"		
Steam outlet	Swagelok® 6 mm At request: ¼"	Swagelok® 12 mm At request: 1/2"	
Power and signals			
Power	208-230 V single phase, 50-60 Hz		400 VAC 3 Phases+N+PE, 50-60 Hz ³
Fuse	10 amp	16 amp	
Remote control digital (optional)	Standard: Modbus TCP (At request: Modbus RTU RS 232 or RS 485) Open source Java-based software included.		
Remote control analogue (optional)	4...20 mA		

Figura 5.11: Ficha técnica de los equipos Cellkraft E-series.

Los sistemas de agitación diseñados en el Capítulo 3 requieren motores trifásicos para su funcionamiento. Cada uno de estos presenta requerimientos de potencia diferentes, por lo cual se requerirá un motor distinto para cada uno. [5.16]

Tabla 5.10: Características de los motores trifásicos de agitadores.

	Reactor esterificación	Reactor Transesterificación-1	Reactor Transesterificación-2
Potencia de agitación (kW)	12,51	22,16	4,82
Motor	MG160M2-2	MG200L1-2	MA132S1-2
Potencia del motor (kW)	15	30	5,5
Rpm	2940	2960	2910
A	26,9	52,9	10,4
Eficiencia %	90,3	92	87
Cos φ	0,89	0,89	0,88
Par arranque/Par nominal	2,2	2,2	2,2
Corriente arranque/Corriente nominal	8	7,5	8
Par máximo/Par nominal	2,3	2,3	2,3
Nivel sonoro Lwdb (A)	81	84	79
Peso (kg)	111	210	58

Finalmente, se determinan las dimensiones del sistema de cañerías a utilizar en la planta. Se asume que todos los fluidos de operación son incompresibles, por lo cual la velocidad de circulación depende del caudal y del diámetro de las tuberías.

$$Q = v * \pi * \frac{Dt^2}{4}$$

La velocidad de los fluidos no debe sobrepasar ciertos valores, de lo contrario, podría producirse un deterioro por tratamiento mecánico inadecuado. Para las corrientes de aceite, biodiesel y glicerina, estas se consideran como 0,15 m/s, mientras que para el agua y el metanol, como 1,2 m/s. [5.17]

Tabla 5.11: Diámetros de tuberías.

Corriente	Q (m ³ /h)	v (m/s)	Área (m ²)	Diámetro (m)	Diámetro (in)	Diámetro interno (in)	Diámetro nominal
Reactor de transesterificación 1	16,76	0,15	0,031	0,198	7,83	8,625	8
Torre de lavado 1	16,33	0,15	0,03	0,196	7,73	8,625	8
Reactor de transesterificación 2	16,28	0,15	0,03	0,196	7,71	8,625	8
Torre de lavado 2	16,12	0,15	0,029	0,195	7,68	8,625	8
Columna de purificación de glicerina	2	0,15	0,0037	0,0687	2,7	2,875	2,5
Columna de purificación de biodiesel	16,13	0,15	0,029	0,195	7,68	8,625	8
Reciclo de metanol	1,82	1,2	0,0004	0,0232	0,912	1,05	0,75
Agua de enfriamiento	68,99	1,2	0,016	0,143	5,61	5,625	5,5

Se elige como material de las cañerías al acero inoxidable SCH 40, ampliamente utilizado en la industria y capaz de soportar las condiciones de temperatura, presión y corrosión de las corrientes utilizadas. [5.18]

La identificación de cañerías se establece según NORMA IRAM 2507. Las cañerías destinadas a servicios, tendrán distinto colores en función del servicio. [5.19]

Tabla 5.12: Identificación de cañerías según norma IRAM 2507.

Corriente que pasa por la tubería	Color fundamental
Red contra incendios	Rojo
Vapor de agua	Naranja
Combustibles	Amarillo
Aire comprimido	Azul
Electricidad	Negro
Vacío	Castaño
Agua fría	Verde
Agua caliente	Verde con franjas naranjas

Las cañerías destinadas a conducir productos terminados, o en procesos de fabricación que sean inofensivos para la seguridad personal se identifican pintándolas de color gris en toda su longitud, cualquiera sea el producto que conduzcan.

Bibliografía

- [5.1] “El análisis Pinch: integración y optimización en una planta de obtención de biodiesel” Antonio de la Rosa Almentero y Alfredo Rafael Marriaga Marimon.
- [5.2] Material de estudio Transferencia de calor; Facultad de Ingeniería UNMDP; “Intercambiadores de calor”.
- [5.3] “Intercambiadores de Calor” Eduardo Cao.
- [5.4] DOW, Fluidos auxiliares; calefactor J Dowtherm.
- [5.5] “Caldera ATTSU”. <https://www.attsu.com/uploads/files/producto/attsu-ft-vertical-caldera-de-aceitetermico/ft-espanol.pdf>
- [5.6] Funcionamiento Torre de Enfriamiento. <https://baltimoreaircoil.com/es/%20que-es-una-torre-deenfriamiento#:~:text=Principio%20de%20funcionamiento>
- [5.7] Funcionamiento de una torre de enfriamiento. <https://www.caloryfrio.com/refrigeracion-frio/que-es-torre-de-refrigeracion-enfriamiento-funcionamiento-seguridad.html>
- [5.8] Datos climáticos históricos de la provincia de Santa Fe. <https://es.climate-data.org/america-del-sur/argentina/santa-fe/santa-fe-1918/>
- [5.9] MESAN Cooling Tower Selection. <http://usa.mesanct.com/>
- [5.10] “Diseño del sistemas de tuberías y cálculo de bombas”. <https://docplayer.es/16055901-Diseno-del-sistema-de-tuberias-y-calculo-de-lasbombas.html>
- [5.11] Electromecánica MM. Catalogo bomba centrifuga Speroni CM 22 <https://www.electromecanicamm.com.ar/producto/bomba-centrifuga-speroni-cm-22/1453/>
- [5.12] HIROSTAL. Folleto Bomba Centrífuga ISO/DIS 2858. <http://www.hidrostal.com.pe/pdf/catalogos/L1/CATALOGO%20LINEA-1%20EjeLibre2858.pdf>
- [5.13] Diseño de Eyectores. <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/leonardo/MatApoyo/Dise%F1oI/EYECTORES.pdf>
- [5.14] Grupo GEA. Product Catalog for Jet Pumps.
- [5.15] “Generador de vapor de agua”. <https://www.cellkraft.se/downloads/E-Series.pdf>
- [5.16] “Motor eléctrico MEB” Catálogo comercial. <http://www.mebsa.com/pdf/Catalogo-General-Motores-Trifasicos-MEB.pdf>
- [5.17] “Operaciones unitarias en Ingeniería Química”; Warren L McCabe

[5.18] Dimensiones de tubos de acero SCH 40. Disponible en Web:
<https://www.acorsaperu.com/turf/producto/tubo-acero-sch-40/>

[5.19] Normativa de Seguridad Industrial. Identificación de Cañerías. Norma IRAM 2407.

Facultad de Ingeniería-UNMDP

Capítulo 6: Análisis económico

Diseño de una planta de producción de biodiesel

6.1 Resumen ejecutivo

Tras estimar la inversión fija y los costos de operación asociados al proyecto, se realizó un análisis que dio resultados favorables para la rentabilidad del mismo. Este presenta un valor presente positivo, un tiempo de repago de la inversión menor a la mitad de su vida útil y una tasa interna de retorno mayor a la tasa mínima aceptable, todo lo cual indica que el proyecto es rentable.

En adición a los análisis de rentabilidad, se determinó la sensibilidad del proyecto frente a cambios en los precios de la materia prima y de los productos, lo cual dio como resultado una gran variación en su rentabilidad respecto a este primer factor, y en menor medida, frente al costo de venta del biodiesel. De esto podemos concluir que la viabilidad del proyecto depende fuertemente de la demanda del producto, y aún más de la disponibilidad de los aceites utilizados para su producción.

Finalmente, se presenta un cronograma tentativo para la construcción de la planta y la puesta en marcha del proyecto.

6.2 Objetivos del capítulo

En el siguiente capítulo se determinarán los costos de operación, fijos y variables, para la construcción, puesta en marcha y funcionamiento de la planta, junto con los ingresos por ventas de los productos, de tal manera que se pueda obtener el flujo de caja durante su vida útil y así determinar su rentabilidad.

Se realizará, además, un análisis de sensibilidad para estimar el impacto que los cambios en los precios de venta, costos de producción y volúmenes de venta pueden tener sobre la viabilidad del proyecto. Se organizará un cronograma para las actividades principales de la planta, junto con sus fechas de inicio y finalización. Estos análisis son esenciales para la determinación de la rentabilidad del proyecto en el tiempo.

6.3 Ingresos por ventas

Para la determinación de los ingresos por ventas, se debe establecer un valor de venta para los productos generados por la planta, el biodiesel y la glicerina. El valor del precio de venta de biodiesel fue provisto por la Secretaría de Energía Argentina, la cual informa un valor de 940.334 AR\$/ton al mes de febrero del año 2024.

La tasa de conversión utilizada es la del Banco de la Nación Argentina de fines de abril del año 2024, que es de 915,8 pesos argentinos por dólar estadounidense, lo cual da un precio de venta de 1026,8 US\$/ton. [6.1] El precio de venta de glicerina de grado USP fue obtenido de la empresa Materia Hnos. S.A.C.I.F. Sin impuestos, el valor resulta de un total de 544 AR\$/kg, lo cual da un precio de venta de 594 US\$/ton.

Considerando que la planta opera a un 100% de su capacidad de diseño, la producción de biodiesel es de 115816 ton/año, lo cual genera un ingreso de 118919869 US\$/año y la de

glicerina de 11844 ton/año, lo cual genera un ingreso de 7035336 U\$\$/año, siendo los ingresos totales de la venta de los productos 125944472 US\$/año.

6.4 Costos de inversión

La inversión total es la suma del capital necesario para poner en marcha un proyecto. Se divide en la inversión fija, que representa el capital necesario para los activos fijos como el terreno, maquinaria, equipos y edificios, e incluye costos de construcción, instalación y puesta en marcha, y la inversión en capital de trabajo, que representa el capital necesario para los activos variables como materias primas, suministros y mano de obra, e incluye costos de inventario y de operación.

6.4.a Inversión fija

Existen varios métodos para la determinación fija, los cuales varían ampliamente en su complejidad y precisión. En este caso, utilizaremos el método de los factores de Chilton, el cual consiste en estimar la inversión fija en función de los costos de los equipos principales de la planta, multiplicada por factores tales como el tamaño de la producción, complejidad de sistemas de control, construcción de la planta, etc.

$$I_f = I_e * \left(1 + \sum_i^n f_i\right) * \left(1 + \sum_i^n f_{ii}\right)$$

I_f es la inversión fija, I_e el costo de los equipos principales con su instalación, f_i los factores de componentes de inversión directa, y f_{ii} los factores de componentes de inversión indirecta. [6.2]

En primer lugar, entonces, debemos determinar el costo de los equipos de la planta. Debido a que no fue posible obtener datos fehacientes sobre estos costos de los proveedores, se optó por estimar la mayoría de estos por correlaciones. De aceptarse la realización del proyecto, se deberá obtener datos más fiables, tanto de los costos de los equipos como de su instalación y entrega a la planta.

El costo de la mayoría de los equipos se determinó utilizando la herramienta online Matches, que permite estimar los costos Free On Board (FOB), es decir, sin flete, instalación o impuestos, de la mayoría de los equipos utilizados en empresas químicas. Los costos de seguro y flete (CIF según sus siglas en inglés, Cost of Insurance and Freight) no están considerados en las estimaciones realizadas por esta herramienta, por lo cual se deberán estimar en función del origen de cada equipo. Además, se considera un valor adicional del 37,5% del costo FOB del equipo para su instalación.

Debemos tomar en cuenta que los costos de la herramienta Matches son estimados para el año 2014, por lo cual su valor deberá ser ajustado según el índice de costos. Este es un factor de ajuste que se utiliza para actualizar los precios de bienes y servicios.

$$\text{Precio actual} = \text{Precio original} * \frac{\text{índice de costos presente}}{\text{índice de costos original}}$$

El índice de costos para el año 2014 es de 567, mientras que el índice para el año 2023, último año para el cual se tiene datos confiables es de 800,8. Por lo tanto, se utilizarán estos índices para estimar los costos actuales de los equipos. [6.3]

Estimaciones utilizando la herramienta Matches

El costo de cada uno de los siguientes equipos fue estimado utilizando la herramienta online Matches, eligiendo la opción apropiada para cada equipo e ingresando la información requerida para su estimación. Además, se ajustó su valor en el tiempo según los índices de costo establecidos, su costo de CIF como un 55% adicional y el costo de instalación como otro 37,5% adicional. [6.4]

Tabla 6.1: Costos de equipos estimados utilizando la herramienta Matches.

Equipo	Costo FOB 2014 (US\$)	Costo FOB 2024 (US\$)	CIF (US\$)	Instalación (US\$)
Reactor de esterificación	79700	112544	174443	239860
Reactor de transesterificación 1	346100	488727	757526	1041599
Reactor de transesterificación 2	126600	178771	277096	381007
Columna de recuperación de metanol 1	17600	24853	38522	52968
Columna de recuperación de metanol 2	45100	63685,6	98713	135730
Columna de purificación de glicerina	2600	3671	5691	7825
Columna de recuperación de metanol 3	52600	74276	115128	158301
Columna de recuperación de biodiesel	112300	158578	245797	337970
Columna de destilación esterificación	48500	68487	106154	145962
Separador flash	42500	60014	93022	127905
Torres de lavado	71000	100259	155401	213677
Caldera	823800	1163285	1803092	2479252
Torre de enfriamiento de agua	313700	442975	686611	944090
Motor trifásico MG160M2-2	15700	22170	34363	47250
Motor trifásico MG200L1-2	21200	29936	46401	63802
Motor trifásico MA132S1-2	9600	13556	21012	28891
Eyectores	700	988	1532	2107
Generador de vapor	-	3000	4650	6394
Tanque de almacenamiento de biodiesel	17100	24147	37428	51463
Tanque de almacenamiento de glicerina	6800	9602	14883	20465

Elección de bombas

Además de estos equipos, se estimó el precio de las bombas en función de datos provistos por los proveedores. El valor de las bombas centrífugas ISO-2858 se estima como promedio del rango de valores para el año 2009. El costo de las bombas centrífugas CM 22 fue previsto para el año 2024, y tiene en cuenta los costos CIF. [6.5] [6.6]

Tabla 6.2: Costos de bombas estimados utilizando los datos de los proveedores.

Bomba	Costo FOB reportado (US\$)	Costo FOB 2024 (US\$)	CIF (US\$)	Cantidad	Instalación (US\$)
Centrífuga ISO-2858	441	677	1015	8	9745
Centrífuga CM 22	354	354	-	5	2123

Estimación del costo de los intercambiadores de calor

Los costos de los intercambiadores de calor varían muy fuertemente según sus características constructivas, materiales, condiciones de operación, etc. Por este motivo, se utilizan correlaciones para determinar el costo de estos equipos según sus características constructivas y tamaño.

Los equipos con área de intercambio menor a 15 m² serán intercambiadores de doble tubo, mientras que los de mayor área serán intercambiadores de tubo y coraza. Las correlaciones son para la estimación de costos en el año 2013, por lo cual deberá ajustarse el precio para un índice de costos de 567.

Para los intercambiadores de doble tubo, la correlación es:

$$Costo = e^{7,2718+0,16*Ln(A)}$$

Para los intercambiadores de tubo y coraza, la correlación es:

$$Costo = e^{12,031-0,8709*Ln(A)+0,09006*Ln(A)^2}$$

Para ambas correlaciones, el área de intercambio está en pies cuadrados. [6.7]

Tabla 6.3: Costos de intercambiadores de calor estimados utilizando correlaciones.

Intercambiador	Área (m ²)	Tipo	Costo FOB 2013 (US\$)	Costo FOB 2024 (US\$)	CIF (US\$)	Instalación (US\$)
1	36,75	Tubo y coraza	85972	121423	188205	258782
2	239	Tubo y coraza	180499	254927	395136	543312
3	15,6	Tubo y coraza	75671	106873	165653	227773
4	222,73	Tubo y coraza	173519	245069	379857	522303
5	1,554	Doble tubo	5788	8174	12670	17422
6	204,46	Tubo y coraza	165608	233896	362539	498491
7	55	Tubo y coraza	95593	135010	209265	287739
8	0,78	Doble tubo	5183	7321	11347	15603
9	34,6	Tubo y coraza	84834	119815	185713	255356
10	0,57	Doble tubo	4930	6963	10792	14839
11	30	Tubo y coraza	82416	116400	180420	248077
12	22,6	Tubo y coraza	78672	111112	172223	236807
13	29,58	Tubo y coraza	82197	116091	179941	247418
14	28,57	Tubo y coraza	81673	115351	178793	245841
15	22,08	Tubo y coraza	78422	110760	171677	236056
16	0,32	Doble tubo	4495	6348	9840	13530
17	2,34	Doble tubo	6180	8728	13528	18601
18	49,34	Tubo y coraza	92631	130828	202783	278826
19	0,75	Doble tubo	5151,	7275	11276	15505
20	1,44	Doble tubo	5718	8075	12517	17211
21	0,4	Doble tubo	4658	6579	10197	14021

El costo total de los equipos queda entonces:

Tabla 6.4: Costos de los equipos principales de la planta.

Equipo	Costo total (US\$)
Reactores	1662465
Separadores	1394015
Caldera	2479252
Torre de enfriamiento de agua	944090
Motores trifásicos	139943
Eyectores de vapor	10607
Tanques de almacenamiento	71928
Bombas centrífugas	11868
Intercambiadores de calor	4213514
Total	10927681

Determinación de factores

Teniendo una estimación del costo de los equipos, procedemos a determinar los factores de inversión directa e indirecta para estimar la inversión fija por el método de los factores de Chilton. En cada caso, se calculará el valor promedio del factor a aplicar. [6.2]

Tabla 6.5: Factores para la estimación de la inversión fija.

Valor del Equipo Instalado de Proceso	IE
Factores experimentales como fracción de IE	
<i>Tuberías de Proceso</i>	f_1
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	f_2
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
<i>Edificios de fabricación</i>	f_3
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	f_4
Escasa adición a las existentes	0.00 - 0.05
Adición considerable a las existentes	0.05 - 0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25 - 1.00
<i>Conexiones entre unidades</i>	f_5
Entre las unidades de servicios	0.00 - 0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05 - 0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15 - 0.25
Inversión directa	IE (1+ $\sum f_i$)

Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
<i>Ingeniería y construcción</i>	f_{i1}
Ingeniería Inmediata	0.20 - 0.35
Ingeniería compleja	0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>	f_{i2}
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>	f_{i3}
De la compañía	0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30
Procesos exploratorios	0.30 - 0.50
Factor de inversión indirecta	$f_i = \sum f_{ij} + 1$
Inversión fija	IF = IE (1+ $\sum f_i$) f_i

Las tuberías de proceso manejan únicamente fluidos, por lo que su factor será 0,45

Los equipos tendrán distintos lazos de control automáticos para garantizar la estabilidad de su operación, lo cual requerirá control complejo centralizado, lo cual da un factor de 0,125.

Algunas secciones de la planta, tales como oficinas, administración y talleres deberán tener una construcción cerrada, mientras que otros equipos pueden construirse al aire libre. La construcción es, entonces, semi-abierta, lo cual da un factor de 0,35.

La planta será construida en un parque industrial, el cual posee las plantas de servicios necesarias para satisfacer las demandas del proyecto. Por tanto, se realizará una adición escasa a las plantas de servicio existentes, lo cual da un factor de 0,025.

La planta está diseñada para operar como tres subplantas, lo cual significa que las unidades de proceso estarán separadas, lo cual da un factor de 0,1.

La construcción de la planta requiere de un diseño ingenieril riguroso para funcionar de manera apropiada, por lo cual su ingeniería y construcción serán complejas, dando un factor de 0,425.

Debido al tamaño de los equipos necesarios para alcanzar la producción deseada, se considera que la planta es una unidad comercial grande, lo cual da un factor de 0,025.

Finalmente, se considera que las contingencias de la planta se deben a variaciones imprevistas en los procesos de producción de biodiesel, lo cual da un factor de 0,25.

Tabla 6.6: Factores para la estimación de la inversión fija de la planta de producción de biodiesel.

Factores de inversión directa	f_i
Tuberías de proceso de fluidos	0,45
Instrumentación: control complejo centralizado	0,125
Edificios de fabricación de construcción semi-abierta	0,4
Planta de servicio: escasa adición a la existente	0,025
Conexión entre unidades de proceso separadas	0,1
Suma ($\sum f_i$)	1,1
Factores de inversión indirecta	f_{ii}
Ingeniería y construcción compleja	0,425
Unidad comercial grande	0,025
Variaciones imprevistas	0,25
Suma ($\sum f_{ii}$)	0,7
I_e	10927681
$I_f = I_e * (1 + \sum f_i) * (1 + \sum f_{ii})$	39011820

6.4.b Inversión del terreno

Además de la inversión fija ya estimada, para calcular la inversión total, se debe conocer el valor del terreno donde se construirá la planta. Este debe contar con suficiente espacio no sólo para los equipos utilizados en la producción, sino también el espacio necesario para que los operarios puedan realizar sus tareas de forma razonablemente cómoda, así como oficinas, espacios de descanso, comedores, baños, etc.

La estimación del área ocupada por los equipos y por sus operarios se realiza mediante el método de las áreas de trabajo, también conocido como método de Guerchet. Este método establece que el espacio de operación de cada equipo está compuesto por tres componentes:

- Superficie estática (S_s): es el área ocupada por el equipo en sí mismo.
- Superficie gravitacional (S_g): es el área requerida por los operadores para llevar adelante sus tareas. Se obtiene multiplicando la superficie estática por la cantidad de lados/caras en las cuales se encuentran las operaciones (n). Para el caso de equipos cilíndricos, se considera que poseen dos caras para el cálculo de su superficie gravitacional.
- Superficie de evolución (S_e): es el área requerida para el desplazamiento de los trabajadores y la manipulación o almacenamiento de piezas y mercancías. Se calcula utilizando la siguiente ecuación:
-

$$S_e = (S_s + S_g) * K$$

K es un factor que depende del tipo de industria. Para industrias oleoquímicas, el valor de K se encuentra entre 2 y 3. En este caso, se utilizará un valor de $K=2,5$. [6.8]

El área de operación es la suma de estos 3 componentes:

$$\begin{aligned} A &= S_s + S_g + S_e = S_s + n * S_s + K * (S_s + n * S_s) \\ &= S_s * (1 + n + K * (1 + n)) \end{aligned}$$

Tabla 6.7: Superficies de operación necesarias para los equipos principales.

Equipo	Cantidad	Superficie estática (m ²)	N° de caras	Superficie gravitacional (m ²)	Superficie de evolución (m ²)	Superficie de operación (m ²)
Reactor esterificación	1	1,23	2	2,46	9,225	12,915
Reactor transesterificación 1	1	4,3	2	8,6	32,25	45,15
Reactor transesterificación 2	1	2,32	2	4,64	17,4	24,36
Columna de recuperación de metanol 1	1	0,29	2	0,58	2,175	3,045
Columna de recuperación de metanol 2	1	0,46	2	0,92	3,45	4,83
Columna de purificación de glicerina	1	0,164	2	0,328	1,23	1,722
Columna de recuperación de metanol 3	1	0,164	2	0,328	1,23	1,722
Columna de recuperación de biodiesel	1	0,89	2	1,78	6,675	9,345
Columna de destilación esterificación	1	0,164	2	0,328	1,23	1,722
Separador flash	1	0,7	2	1,4	5,25	7,35
Torre de lavado	2	0,5	2	1	3,75	10,5
Intercambiador 1	1	36,75	2	73,5	275,625	385,875
Intercambiador 2	1	239	2	478	1792,5	2509,5
Intercambiador 3	1	15,6	2	31,2	117	163,8
Intercambiador 4	1	222,73	2	445,46	1670,475	2338,665
Intercambiador 5	1	1,554	2	3,108	11,655	16,317
Intercambiador 6	1	204,46	2	408,92	1533,45	2146,83
Intercambiador 7	1	55	2	110	412,5	577,5
Intercambiador 8	1	0,78	2	1,56	5,85	8,19
Intercambiador 9	1	34,6	2	69,2	259,5	363,3
Intercambiador 10	1	0,57	2	1,14	4,275	5,985
Intercambiador 11	1	30	2	60	225	315
Intercambiador 12	1	21,63	2	43,26	162,225	227,115
Intercambiador 13	1	29,58	2	59,16	221,85	310,59
Intercambiador 14	1	28,57	2	57,14	214,275	299,985
Intercambiador 15	1	22,08	2	44,16	165,6	231,84
Intercambiador 16	1	0,32	2	0,64	2,4	3,36
Intercambiador 17	1	2,34	2	4,68	17,55	24,57

Intercambiador 18	1	49,34	2	98,68	370,05	518,07
Intercambiador 19	1	0,75	2	1,5	5,625	7,875
Intercambiador 20	1	1,44	2	2,88	10,8	15,12
Intercambiador 21	1	0,4	2	0,8	3	4,2
Generador de vapor	1	0,18	4	0,72	2,25	3,15
Torre de enfriamiento de agua	1	7,9254	4	31,7016	99,0675	138,6945
Caldera	1	40,6	4	162,4	507,5	710,5
Tanque biodiesel	1	169,8	2	339,6	1273,5	1782,9
Tanque glicerol	1	28,84	2	57,68	216,3	302,82
Centrifuga ISO-2858	8	0,92	4	3,68	11,5	128,8
Centrifuga CM 22	5	0,06	4	0,24	0,75	5,25
Total					13668,4625	

El valor promedio de terreno para venta en el parque industrial San Lorenzo es de 78 US\$/m². Considerando un 50% adicional para el resto de las instalaciones de la planta, se obtiene un costo de terreno de 1599210 US\$. [6.9]

6.4.c Inversión de capital de trabajo

El capital de trabajo, también conocido como "capital de giro", es el dinero que una empresa necesita para operar de forma normal después de que la planta esté instalada y en funcionamiento.

Está compuesto por los siguientes rubros:

- Inventario
 1. Materias primas
 2. Productos en curso de elaboración
 3. Productos semielaborados o por aprobar
 4. Productos terminados
 5. Existencia de repuestos y materiales de operación (almacenes)
- Caja: es el efectivo que la empresa necesita para hacer frente a la operación de la planta en los pagos de las materias primas, los salarios y los servicios.
- Créditos a compradores: dinero a cobrar por el producto entregado a ciertos compradores. Cada empresa tiene su situación propia que puede variar desde 30, 60 y hasta 365 días.
- Créditos de proveedores: dinero que debe restarse del valor final del capital bruto.

Dentro de las formas existentes para la estimación total del capital de trabajo, se decide calcular el IW como el 10% de la IFT. Esta es una estimación aproximada para industrias químicas y alimenticias, que se tiene en cuenta en ausencia de otros datos. Esto da un costo de inversión de capital de trabajo de 4061103 US\$.

La inversión total, sumando la inversión fija, es costo de terreno y el costo de inversión de capital de trabajo es de 44672133 US\$.

6.5 Costos de operación

Los costos de operación son los gastos necesarios para mantener en funcionamiento un proyecto. Consiste de los costos variables, que son proporcionales a la escala de producción del proyecto, y de los costos fijos, que no lo son. Conociendo cómo se distribuyen los costos de operación, pueden desarrollarse estrategias para reducir los de mayor peso.

6.5.a Costos variables

Materia prima

Como se mencionó en capítulos anteriores, los costos de materia prima representan alrededor del 80% de los costos de producción de una planta de producción de biodiesel. Dentro de estos, el principal costo es el de los aceites vegetales, dado que estos son la base del proceso y la materia prima usada en mayor cantidad.

Varios de los compuestos utilizados en la planta son reciclados, tales como el metanol en exceso y los aceites sin reaccionar, lo cual representará un costo adicional en la puesta en marcha de la misma. Aquí sólo se consideran los caudales necesarios para el funcionamiento de la planta una vez que alcanza el estado estacionario. Basado en las corrientes obtenidas de los balances y simulaciones realizados en capítulos anteriores, los costos de materia prima de la planta son los siguientes. [6.10] [6.11] [6.12] [6.13] [6.14]

Tabla 6.8: Costos de materia prima.

Materia prima	Precio (US\$/ton)	Cantidad (ton/año)	Costo (US\$/año)
Aceite de soja	859	93574,32	80380340,9
AVU	430	23398	10061140
Metanol	350	12827	4489450
NaOH	505	1203,624	607830,12
H2SO4	211	1474,48	311115,28

Mano de obra

Representa el costo de los salarios de los trabajadores involucrados en la producción. Para determinarlo, debe conocerse la cantidad de horas-hombre necesarias y el precio de las mismas. Estas se determinan en función de la cantidad de hombres necesarios y de la duración de las jornadas de trabajo. Pueden estimarse en función de la producción de la planta utilizando el gráfico de Wessel.

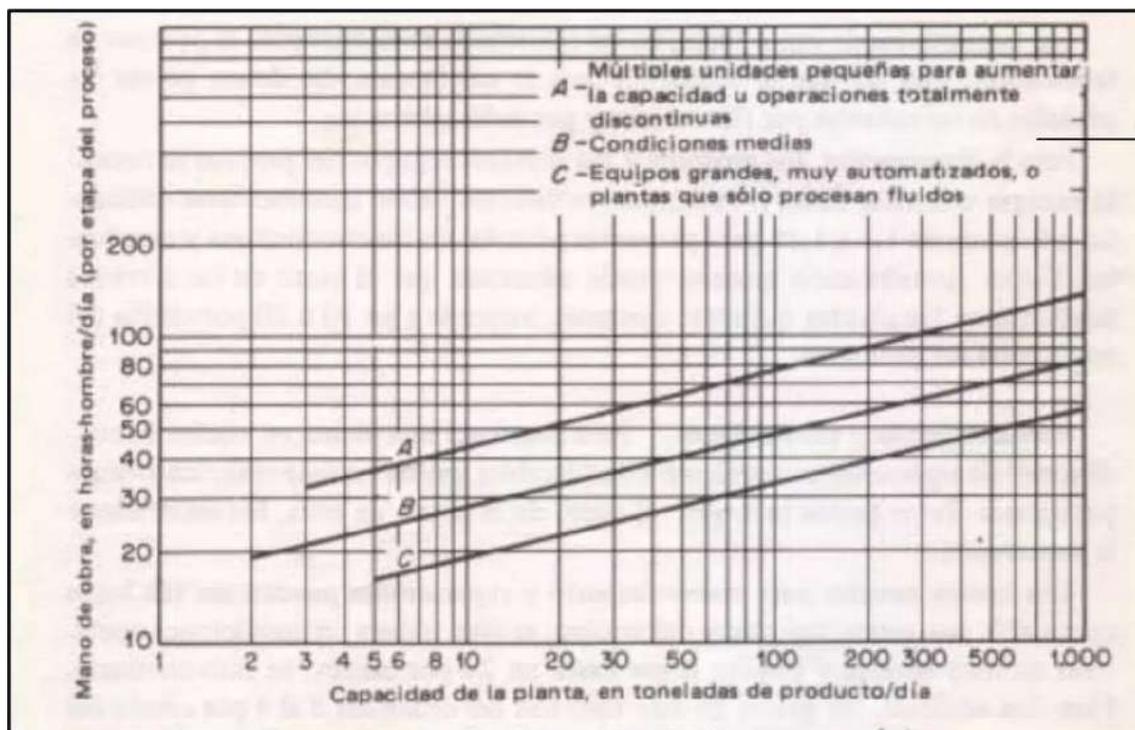


Figura 6.1: Gráfico de Wessel.

La producción de nuestra planta, en toneladas de producto por día, es de aproximadamente 317 ton/día, y se utilizan equipos grandes, muy automatizados y que sólo procesan fluidos, por lo cual se utiliza la curva C. La cantidad de horas-hombre/día*etapa del proceso obtenida de este gráfico es de aproximadamente 45 HH/día*n.

Si consideramos cada reactor y equipos de separación asociados, las columnas de purificación de los productos, y los equipos de calentamiento y enfriamiento como una etapa cada una, se llega a 6 etapas en total, lo cual da una necesidad de 270 HH/día. Dado que la planta deberá operar las 24 horas del día, se necesitarán 12 operarios (redondeando hacia arriba la cantidad de HH/día necesarios divididas por las horas de operación) trabajando en la planta las 24 hs. Si se dividen estas horas de operación en 3 turnos de 8 horas cada uno, se necesitan 36 operarios para cubrir todos los turnos por cada día de operación. Considerando la necesidad de operarios para cubrir los turnos de los empleados fijos, en caso de enfermedad, vacaciones, licencia y capacitación, se agregan otros 12 operarios, para un total de 48 empleados en la planta de producción.

Se recurre a la Federación Argentina de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas (FATIQyP) para obtener información sobre el acuerdo salarial. De acuerdo con el convenio 77/89, se selecciona la escala salarial de Categoría A. La misma comprende al personal que efectúa tareas en planta y/o secciones productivas, en procesos de fabricación o partes de él, que requiere conocimientos del proceso y experiencia necesaria adquirida a través del trabajo realizado. El salario es de 2.995,28 AR\$/hr para esta categoría, en el mes de abril de 2024. Además, se contempla la suma fija solidaria por mes equivalente a 211.346,72 AR\$/h. Teniendo en cuenta el pago del aguinaldo, se liquidan 13 meses al año por operario, y a todos

ellos se les agrega un 30% adicional en concepto de cargas sociales, aportes sindicales y montos no remunerativos. [6.15]

Tabla 6.9: Costos de mano de obra.

Salario hora	2995,28
Suma fija	211346,72
Salario mensual	930213,92
SAC	930213,92
LAO	465106,96
Cargos sociales	3767366,38
Salario anual	16325254,3
Dotación anual	783612206
Dotación anual (US\$/año)	855658,666

Supervisión

El costo de supervisión comprende los salarios del personal que supervisa directamente las distintas operaciones. Depende de la cantidad total de mano de obra, la complejidad de la operación y los niveles de calidad de los productos. Se puede estimar como un porcentaje del costo de mano de obra directa, entre el 10 y el 25%. En este caso, se considera el 17,5% del costo de mano de obra, lo cual da un costo de 149740 US\$/año.

Mantenimiento

Los costos de mantenimiento de las instalaciones incluyen los gastos de materiales y personal necesarios para mantenerlas en buen estado. Estos costos se pueden estimar como un porcentaje de la inversión inicial en los equipos, sin instalación. Para procesos de complejidad intermedia con condiciones normales de operación, se suele considerar un porcentaje entre el 2 y el 3% de la inversión fija. En este caso, se utiliza el valor promedio del 2,5%, lo cual da un costo de 975296 US\$/año.

Suministros

Esta categoría considera aquellos suministros que no fueron considerados en las categorías previas. Puede ser estimado de diversas maneras, tomado como un porcentaje del costo de mano de obra, del costo de mantenimiento o de la inversión fija (entre un 0,5 y 1% de dicho valor.). En este caso, se utiliza el valor promedio de 0,75%, lo cual da un costo de 292589 US\$/año.

Laboratorio

Los costos de laboratorio incluyen los gastos de los ensayos realizados para controlar las operaciones y la calidad de los productos. En la planta de biodiesel proyectada, estos costos se destinan principalmente a ensayos fisicoquímicos para determinar el nivel de pureza de los productos. También se contempla la necesidad de tomar muestras en puntos intermedios del

proceso, para mejorar la trazabilidad de las operaciones. Se asume que la planta existente de producción de biodiesel cuenta con un laboratorio propio, por lo que el control de calidad del reactivo ya está cubierto. En general, los costos de laboratorio se calculan como un porcentaje de los costos de mano de obra directa, entre el 2 y el 20%. En este caso, se utiliza el valor promedio de 11%, lo cual da un costo de 175913 US\$/año.

Servicios

En el caso de nuestra planta, los servicios utilizados son la energía eléctrica, el gas natural y el agua.

Para determinar los costos de energía eléctrica, debemos considerar no sólo los consumos de los equipos elegidos en el Capítulo 5, sino también equipos que no se tuvieron en cuenta, como otras bombas que puedan ser necesarias para el desplazamiento de fluidos, además de otros usos como iluminación, uso de ordenadores de escritorio, etc. Por esto, se agrega un 40% adicional a los consumos energéticos.

Tabla 6.10: Consumos energéticos de la planta.

Equipos	Consumo energético (kW)
Torre de enfriamiento de agua	4
Bombas centrífugas	20,6
Generador de vapor eléctrico	6
Motores trifásicos	50,5
Total + 40%	113,54

El valor del kilowatt hora de energía eléctrica depende de la hora del día en la que es consumido: durante las horas pico (6 P.M a 11 P.M.), durante las horas valle (11 P.M. a 6 A.M.), o durante el resto de las horas del día (6 A.M. a 6 P.M). La planta opera durante las 24 hs, por lo cual deberá calcularse el costo para cada franja horaria.

Para calcular el costo del consumo energético se recurre a las tarifas de la compañía EPE, encargada del suministro eléctrico en la localidad de San Lorenzo. La planta en cuestión se encuentra en la categoría de grandes demandas-parques industriales con bajas tensiones y demandas menores a 300 kW. [6.16]

Tabla 6.11: Cuadro tarifario de energía eléctrica para la localidad de San Lorenzo.

Cargo	Costo
Cargo comercial (\$-mes)	29362,44
Cargo cap. Pico (\$/kW-mes)	9678,001
Cargo cap. Fuera de pico (\$/kW-mes)	4315,308
Cargo energía horas pico (\$/kWh)	9,44078
Cargo energía horas resto (\$/kWh)	9,12602
Cargo energía horas valle (\$/kWh)	8,94546

El costo energético mensual de la planta es entonces:

$$\left(\frac{5}{24} * 9,44078 + \frac{12}{24} * 9,12602 + \frac{7}{24} * 8,94546 \right) \frac{\$}{kWh} * 720 \frac{h}{mes} = 6580,0308$$

$$Costo\ energía = 113.54\ kW * [6580,0308 + 9678,001 + 4315,308] \frac{\$}{kW * mes}$$

Multiplicando por 12 meses por año y convirtiendo a dólares, el costo anual de energía eléctrica resulta de 34053,5 US\$/año.

El agua de proceso utilizada en las torres de lavado y el agua de servicio utilizada para refrigeración son utilizadas en ciclos, por lo cual únicamente representan un costo en la puesta en marcha de la planta. Dentro de los costos variables entran el agua que se pierde por fugas, como la evaporación de la torre de enfriamiento, que debe ser repuesta para mantener las condiciones de proceso, y el agua para consumo humano, lo cual se considera como un 7% del caudal de agua total, lo cual resulta en 3492,72 m³/mes.

El parque industrial de San Lorenzo es abastecido de agua por la compañía Aguas Santafesinas. El precio reportado en el régimen tarifario de este proveedor para clientes no residenciales (Comercios, Instituciones e Industrias) con consumos mayores a 300 m³/mes es el siguiente. [6.17]

Tabla 6.12: Cuadro tarifario del agua para la localidad de San Lorenzo.

Cargo	Costo
Precio del cargo fijo (\$)	3506,35
Precio del metro cúbico de los primeros 20 m ³ consumidos (\$/m ³)	178,4029
Precio del metro cúbico de los consumos posteriores a los 20 m ³ (\$/m ³)	297,3382

Estos cargos se realizan bimensualmente. Los costos bimensuales del agua en la planta son entonces:

$$Costos\ agua = 20\ m^3 * 178,4029 \frac{\$}{m^3} + 3472,72\ m^3 * 297,3382 \frac{\$}{m^3} + 3506,35\ \$$$

Multiplicando por 6 bimestres anuales y convirtiendo a dólares, el costo anual del agua resulta de 6811,4 US\$/año.

La caldera utilizada en la planta es un modelo FT-10000, que consume 1196 m³/h de gas natural para su funcionamiento. A esto se le agrega un 5% adicional para la calefacción de la planta, lo cual resulta en un consumo de 1255,8 m³/h. El gas natural en San Lorenzo es suministrado por la empresa Litoral Gas. La planta se encuentra dentro de la subcategoría denominada Gran Usuario "FD", cuyo cuadro tarifario es el siguiente. [6.18]

Tabla 6.13: Cargo tarifario del gas natural para la localidad de San Lorenzo.

Cargo	Costo
-------	-------

Cargo fijo (\$)	829297,59
Cargo por m ³ de consumo (\$/m ³)	3,46
Cargo por reserva (\$*día/m ³ *mes)	210,55

Los costos mensuales de gas natural en la planta son entonces:

$$\text{Costos GNC} = 904176 \text{ m}^3 * 3,46 \frac{\$}{\text{m}^3} + 30139,2 \text{ m}^3 * 210 \frac{\$}{\text{m}^3} + 829297,59 \$$$

Multiplicando por 12 meses por año y convirtiendo a dólares, el costo anual de gas natural resulta de 135010,5 US\$/año.

Tabla 6.14: Costos de servicios.

Servicio	Costo (US\$/año)
Energía eléctrica	34053,5
Agua	6811,4
Gas natural	135010,5
Total	175875,4

6.5.b Costos fijos

Depreciación

La depreciación implica la reducción en el valor de un activo. La mayoría de los activos tienden a devaluarse con el tiempo. Este deterioro del valor se registra en términos contables como un gasto operativo. En lugar de contabilizar la totalidad del costo de adquisición de un nuevo activo como un gasto único, la práctica común es distribuir dicho costo a lo largo de la vida útil del activo en los registros contables. A continuación, se enumeran las principales razones que contribuyen a la disminución del valor de un activo.

- Depreciación física: el desgaste debido al uso diario de operación disminuye gradualmente la habilidad física de un bien para llevar a cabo su función.
- Depreciación funcional: las demandas realizadas sobre un bien pueden incrementarse más allá de la capacidad de producción instalada.
- Depreciación tecnológica: medios novedosos desarrollados para llevar a cabo una función pueden hacer que los medios presentes sean antieconómicos.
- Depreciación monetaria: un cambio en los niveles de precio es una causa problemática de decrecimiento en el valor de las reservas de depreciación. Habitualmente, la depreciación se relaciona con el precio original de un bien, no con el de su reemplazo. Sin embargo, se permite la revaluación con fines impositivos cuando se producen altas tasas de inflación.

El costo de depreciación depende de la vida útil, de la inversión fija, del valor residual y del método seleccionado.

$$\text{Depreciación anual} = e * (I_f - L)$$

Donde e es el factor de depreciación anual, I_f la inversión fija y L el valor residual o de reventa al final de la vida útil. El método más utilizado en la Argentina para la determinación de la depreciación anual es el de la línea recta, que considera que la depreciación anual es uniforme, por lo cual se distribuye su pago de manera equitativa a lo largo de la vida útil del proyecto. Considerando que el valor residual es igual a un 10% de la inversión fija, y que la vida útil del proyecto es de 20 años, el costo de depreciación anual de la planta es de 1755532 US\$/año.

Impuestos

Esta sección aborda los impuestos fijos sobre la propiedad, cuyos costos pueden fluctuar en función de las leyes vigentes. La carga impositiva está influenciada por la ubicación de la planta industrial; las instalaciones en zonas urbanas suelen tener impuestos más elevados en comparación con aquellas ubicadas en regiones menos pobladas. No se incluyen en este costo los impuestos sobre las ganancias. El costo anual de los impuestos puede estimarse en un rango del 1 al 2% de la inversión fija. En este caso, se utiliza el valor promedio de 1,5%, lo cual resulta en un costo de 585177 US\$/año.

Seguros

Esta sección se refiere al costo de seguros, el cual varía según el tipo de proceso y engloba principalmente pólizas para la propiedad (incendio, robo parcial o total), el personal, y la mercadería (pérdidas parciales o totales). Usualmente, el costo anual de los servicios de seguro se calcula en un rango del 0,5 al 1% de la inversión fija. En este caso, se utiliza el valor promedio de 0,75%, lo cual resulta en un costo de 292589.

Venta y distribución

La sección de costos de ventas incluye los gastos relacionados con la venta de los productos o servicios de una empresa. Estos gastos pueden incluir:

- Salarios y gastos generales de oficinas de ventas.
- Salarios, comisiones y gastos de viajes para los empleados del sector de venta.
- Gastos de embarque y transporte.
- Gastos extras asociados con las ventas, como servicios técnicos.

En general, este costo se estima como un porcentaje de los ingresos por ventas anuales. El rango de este porcentaje suele ser de 1 a 5%, pero puede variar según la empresa y el sector en el que opera. En este caso, se utiliza el valor promedio de 3%, lo cual resulta en un costo de 3780463 US\$/año.

Administración y dirección

El costo de administración de la producción es un componente del costo de producción que incluye todos los gastos asociados con la gestión y el funcionamiento de una empresa, excepto los gastos relacionados directamente con la producción de los bienes o servicios. Estos pueden incluir los salarios del personal administrativo, los gastos generales, los insumos de servicios, el servicio de medicina laboral, el transporte entre plantas o sedes, y los gastos relacionados con la dirección de la empresa, como los honorarios de los ejecutivos y los gastos de representación. En general, el costo de administración de la producción se estima como un porcentaje del costo de mano de obra directa. El rango de este porcentaje suele ser de 20 a 40%, pero puede variar según la empresa y el sector en el que opera. En este caso, se utiliza el valor promedio de 30%, lo cual resulta en un costo de 256698 US\$/año.

Investigación y desarrollo

Los gastos de investigación y desarrollo (I+D) incluyen los costos asociados con el desarrollo de nuevos productos, procesos o servicios [6-2]. Estos gastos pueden incluir:

- Salarios del personal de I+D.
- Gastos fijos y de operación de los equipos de I+D.
- Costo de los materiales y suministros de I+D.

En general, los gastos de I+D se estiman como un porcentaje de los ingresos por ventas anuales. El rango de este porcentaje suele ser de 0,5 a 5%, pero puede variar según la empresa y el sector en el que opera. En este caso, se utiliza el valor promedio de 2,75%, lo cual resulta en un costo de 3465424 US\$/año.

Tabla 6.16: Costos de operación de la planta de producción de biodiesel.

Costos variables	US\$/año
Materia prima	95849876
Mano de obra	855659
Servicios	175875
Supervisión	149740
Mantenimiento	975296
Suministros	292589
Laboratorio	175913
Total	98474948
Costos fijos	US\$/año
Depreciación	1755532
Impuestos	585177
Seguros	292589
Venta y distribución	3780463
Administración y dirección	256698
Investigación y desarrollo	3465424
Total	10135883
Total de costos	108610831 US\$/año

6.6 Rentabilidad del proyecto

Teniendo en cuenta los costos de inversión fija y de operación, y conociendo la producción de biodiesel y glicerina y sus precios de venta, podemos estimar la rentabilidad del proyecto. Para esto, se utilizan tres métodos:

- Valor presente: es la cantidad adicional de dinero que se necesitaría invertir en un proyecto para que genere los mismos flujos de caja que el proyecto original. Para calcularlo, se comparan los valores presentes de todos los flujos de caja del proyecto con la inversión original.
- Tiempo de repago: el tiempo de repago se define como el mínimo período necesario teóricamente para recuperar la inversión fija depreciable, en forma de flujos de caja del proyecto. El método plantea que, si el tiempo donde los flujos de caja acumulados se igualan a 0 es menor que la mitad de la vida útil del proyecto, este debe aceptarse.
- Tasa interna de retorno: es la tasa de interés que hace que el valor presente de todos los flujos de caja del proyecto sea igual a la inversión inicial. En otras palabras, es la tasa de interés que permitiría recuperar la inversión inicial al final de la vida útil del proyecto. Un proyecto es rentable si su TIR es mayor que la tasa de descuento utilizada.

En todos los casos, se debe obtener el flujo de caja para poder determinar la rentabilidad, esto es, la diferencia entre los ingresos por venta, los costos de producción y el impuesto a las ganancias. Para obtener estos valores a lo largo del tiempo, realizamos el cuadro de fuentes y usos, considerando la tasa impositiva como un 35% de la ganancia bruta antes de impuestos.

Tabla 6.26: Cuadro de fuentes y usos.

	1	2	3	4	5	...	20
% utilización	70	80	90	100	100	...	100
Producción total (ton/año)	8936163,6	10212758,4	11489353,2	12765948	12765948	...	12765948
Capital propio (IFT+IW)	44672133,4					...	
Ingreso ventas	88161130,2	100755577	113350025	125944472	125944472	...	125944472
Subtotal A	132833264	100755577	113350025	125944472	125944472	...	125944472
Activo fijo	40611030,4					...	
Activo trabajo	4061103,04					...	
Costos variables	68932463,5	78779958,3	88627453,1	98474947,9	98474947,9	...	98474947,9
CFT sin depreciación	8380350,65	8380350,65	8380350,65	8380350,65	8380350,65	...	8380350,65
Depreciación interna	1755531,91	1755531,91	1755531,91	1755531,91	1755531,91	...	1755531,91
Subtotal B	123740479	88915840,9	98763335,7	108610830	108610830	...	108610830
Ganancia bruta antes de impuestos	9092784,1	11839736,5	14586688,9	17333641,2	17333641,2	...	17333641,2
Depreciación legal	1755531,91	1755531,91	1755531,91	1755531,91	1755531,91	...	1755531,91
Impuestos	3182474,44	4143907,77	5105341,1	6066774,43	6066774,43	...	6066774,43
Ganancia bruta	4154777,75	5940296,8	7725815,85	9511334,9	9511334,9	...	9511334,9
Flujo de caja	5910309,67	7695828,71	9481347,76	11266866,8	11266866,8	...	11266866,8

Para el cálculo del valor presente, se considera una tasa de retorno mínima aceptable, es decir, el rendimiento mínimo que se espera tener de la inversión, del 15%. El valor presente representa la cantidad de dinero que sería necesario invertir para igualar esta tasa de retorno, y se calcula según la ecuación:

$$VP = \sum_{k=1}^{20} \frac{\text{Flujo de caja}_k}{(1 + 0,15)^k} - \text{Inversión total}$$

Debe considerarse que en el último año del proyecto, al flujo de caja generado por ventas se le debe sumar el activo trabajo, el valor residual y el costo del terreno. Tomando todo esto en cuenta, el valor presente de nuestro proyecto resulta de 26880314,42 US\$, es decir que, según este indicador, el proyecto es rentable.

En el siguiente gráfico, se presentan los flujos de caja acumulados del proyecto, considerando que para el año 0, es decir, el momento en el que este se pone en marcha, el flujo de caja es negativo e igual al activo fijo:

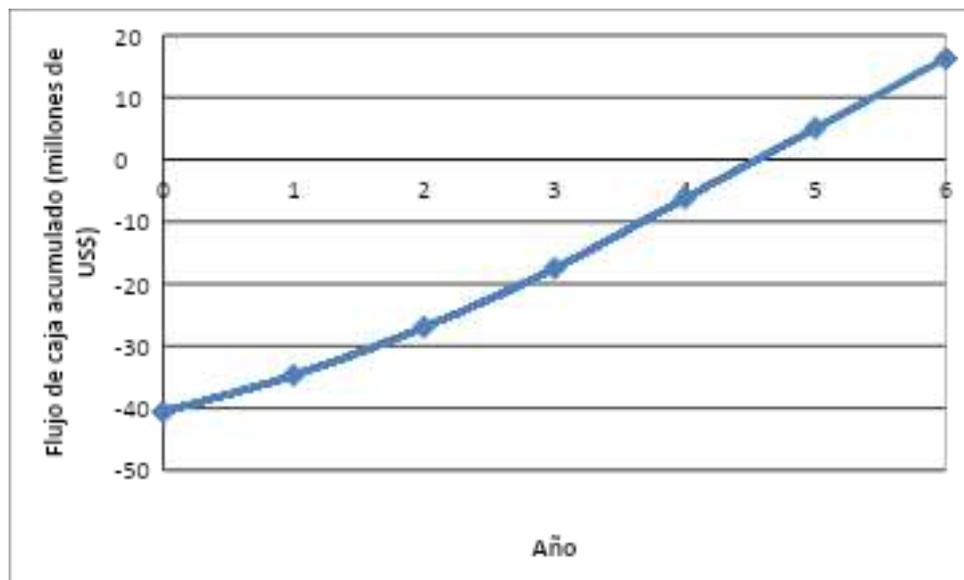


Figura 6.2: Flujos de caja acumulados en función del tiempo.

Puede verse que la curva interseca con el eje de las abscisas alrededor de los 4,5 años, es decir, tardará 4 años y medio en reponerse el activo fijo del proyecto. Esto representa menos de la mitad de la vida útil del mismo, lo cual significa que, según este indicador, el proyecto es rentable.

El valor de la tasa interna de retorno se determina como el valor que debería tener la tasa de retorno mínima aceptable para que el valor presente sea igual a 0:

$$VP = \sum_{k=1}^{20} \frac{\text{Flujo de caja}_k}{(1+i)^k} - \text{Inversión total} = 0$$

Para nuestro proyecto, la tasa interna de retorno es de aproximadamente 26,28%. Este valor es mayor a la tasa de retorno mínima aceptable establecida, lo cual significa que, según este indicador, el proyecto es rentable.

6.7 Análisis de sensibilidad

Además del análisis de rentabilidad, debemos realizar un análisis sobre cómo los cambios en ciertas variables que afectan sus fuentes y usos pueden afectar los flujos de caja del proyecto. Para esto, se calculó el valor presente para cambios del 15%, en aumento y disminución, del valor de la materia prima, y del 10% en los precios de venta de los productos.

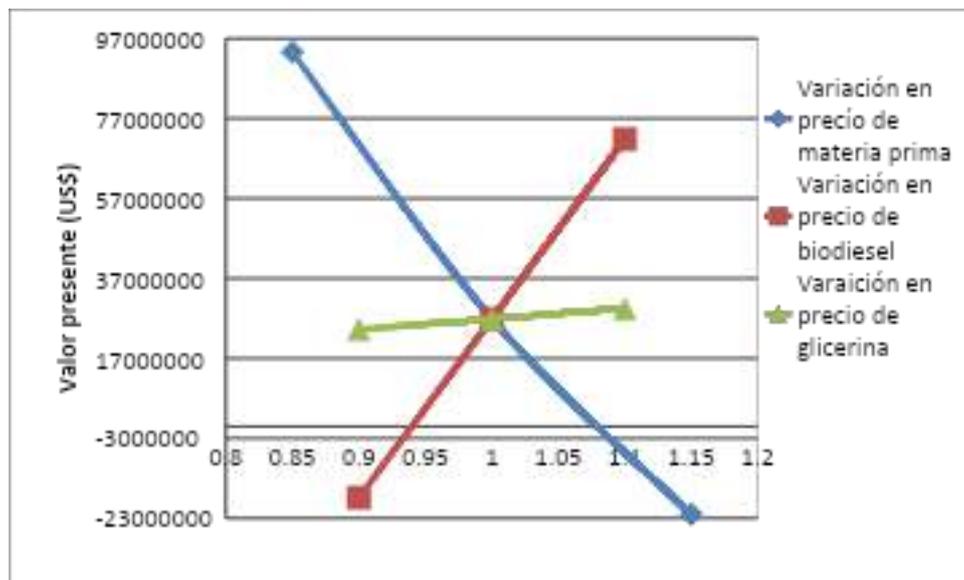


Figura 6.3: Análisis de sensibilidad del valor presente en función de costos de producción y de venta.

Puede observarse que la variable con más peso es el valor de la materia prima, lo cual resulta razonable ya que esta representa el 88,25% de los costos de operación, y que los cambios en el valor de la glicerina no tienen un gran efecto sobre la rentabilidad del proyecto. Si bien el proyecto sigue siendo rentable para el caso base, debe tenerse en consideración los efectos que los cambios en los precios de las materias primas, especialmente el aceite de soja refinado, y el precio de venta del biodiesel pueden tener sobre su rentabilidad.

Además de los expuestos anteriormente, realizamos también un análisis de sensibilidad sobre la inversión fija, variando su costo en un 30%.

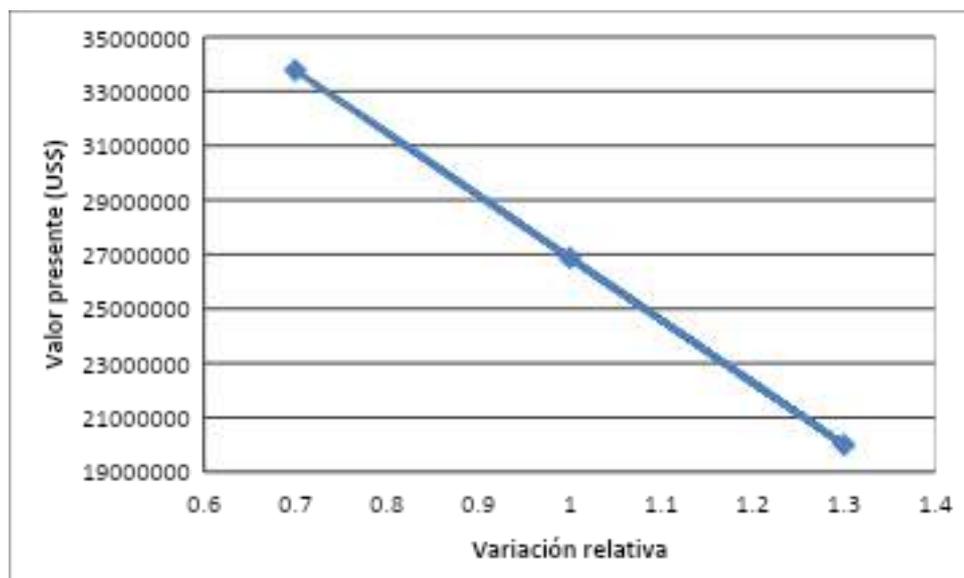


Figura 6.4: Análisis de sensibilidad del valor presente en función de la inversión fija.

Puede verse que aún grandes variaciones en el costo de la inversión fija, no representan un gran cambio en la rentabilidad del proyecto.

6.8 Cronograma

Es esencial para un proyecto de esta magnitud la realización de un cronograma que presente los tiempos en los que deben realizarse las distintas tareas necesarias para su puesta en marcha y optimización. Este cronograma puede ser dividido en tres etapas:

Planificación: incluye la definición de los objetivos del proyecto, su alcance, los recursos disponibles y las restricciones del mismo. La ingeniería básica se encarga de elaborar los planos, determinar las especificaciones técnicas de la planta y realizar un cronograma y un análisis inicial del presupuesto. La ingeniería de detalle, también conocida como ingeniería de proyecto, define cada uno de los subsistemas y componentes del proyecto y confirma la viabilidad de este.

Ejecución: incluye las actividades previas a la puesta en marcha de la planta, como el acondicionamiento de suelos, la construcción de instalaciones, la compra y montaje de equipos y el montaje electromecánico. Una vez terminadas estas tareas, se realizan las pruebas de agua necesarias para garantizar el correcto funcionamiento de los equipos.

Puesta en marcha: consiste en ejecutar el plan de negocios y convertir la idea en realidad. Incluye la inspección, supervisión y optimización del proceso hasta el momento en que se opera a capacidad nominal.

A continuación, se presenta el diagrama de Gantt del cronograma tentativo de la planta.

Tabla 6.27: Cronograma de planificación, ejecución y puesta en marcha de la planta.

		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24		
Planificación	Ingeniería básica	■	■	■	■																						
	Ingeniería de detalle				■	■	■	■																			
Ejecución	Acondicionamiento de suelos y obras civiles							■	■	■	■																
	Compra y recepción de equipos							■	■	■																	
	Montaje de equipos										■	■	■														
	Montaje electromecánico												■	■	■												
	Reclutamiento de personal													■	■	■	■										
	Capacitación																	■	■	■							
	Comisionamiento																			■	■						
	Pruebas hidráulicas																					■	■				
	Puesta en marcha																							■	■	■	
Optimización																									■	■	

Bibliografía

- [6.1] Secretaria de energía Presidencia de la Nación; “Precios de Biodiesel”; https://gip.se.gov.ar/biocombustible/reporte_precios.php
- [6.2] Apuntes de cátedra de Ingeniería Económica de la Facultad de Ingeniería, UNMDP (2020)
- [6.3] “Chemical Engineering Plant Cost Index”, Diciembre 2023.
- [6.4] Software Matches. <https://www.matche.com/equipcost/Default.html>
- [6.5] “Hebei Chenming Pump Co., Ltd”. <https://hbchenming.en.alibaba.com/search/product?SearchText=ISO>.
- [6.6] “Bomba centrífuga CM22”. <https://www.mercadolibre.com.ar/bomba-centrifuga-horizontal-speroni-cm-22-05-hpmonofasica-color-azul/p/MLA25710318>
- [6.7] “Product and Process Design Principles Synthesis, Analysis and Evaluation-Wiley (2016)” Warren D. Seider et al <https://studylib.net/doc/26106375/warren-d.-seider-et-al---product-and-process-design-prin>
- [6.8] “La formación a través de la lúdica en el diseño de áreas de trabajo.” Editorial Uniagustiniana; Cruz Villarraga, N. H.
- [6.9] “Terrenos en Parque industrial San Lorenzo”. <https://www.zonaprop.com.ar/terrenos-venta-q-parque-san-lorenzo.html>
- [6.10] Precio: Aceite de soja. https://dinem.magyp.gov.ar/dinem_fob.WP_ConsProdf.aspx
- [6.11] “Precio del aceite de girasol a granel” Subsecretaría de Mercados Agropecuarios. https://dinem.magyp.gov.ar/dinem_fob.WP_ConsProdf.aspx
- [6.12] Precio: Metanol. <https://www.methanol.org/methanol-pricesupply-demand/>
- [6.13] Precio: NaOH. <https://www.petronaftco.com/caustic-sodaprice/>
- [6.14] Precio: H₂SO₄. <https://langyichem.en.made-in-china.com/product/KZOAjxErgVUC/China-China-Plant-Supply-Industrial-Grade-H2so4-98-7664-93-9-Sulphuric-Acid.html>
- [6.15] Convenio 77/89; Federación Argentina de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas (FATIQuP). <https://federacionquimica.org.ar/wpcontent/uploads/2024/03/ACUERDO-QCO.-FEB-A-ABRIL-24.pdf>
- [6.16] Cuadro tarifario de electricidad, provincia de Santa Fe. https://www.epe.santafe.gov.ar/fileadmin/archivos/Comercial/Grandes_Clientes/Cuadro_Tarifario_Agosto_T2_2023.PDF

[6.17] Cuadro tarifario de agua, provincia de Santa Fe.
<https://www.aguasantafesinas.com.ar/portal/wpcontent/uploads/2024/02/Tarifa-ServiciosGenerales-Res-73-2024.pdf>

[6.18] Cuadro tarifario de gas natural, provincia de Santa Fe.
<https://www.litoralgas.com.ar/site/media/1685/cuadro-tarifarios-abril-2024.pdf>

Facultad de Ingeniería-UNMDP

Capítulo 7: Sistema de gestión ambiental

Diseño de una planta de producción de biodiesel

7.1 Resumen ejecutivo

Utilizando la norma ISO 14001, se aplica un sistema de gestión ambiental a esta planta de producción de biodiesel. La aplicación de esta norma busca reducir los impactos que los procesos de producción generan sobre el medio ambiente, optimizando el uso de recursos y reduciendo la generación de contaminantes.

Se define una política ambiental y objetivos ambientales relacionados con los procesos de producción de la planta. Se identifican los impactos ambientales generados por el funcionamiento de la misma, y se les asigna grados de riesgo según los parámetros de evaluación, analizando el significado de su impacto ambiental. Por último, se proponen medidas para mitigar cada uno de ellos.

7.2 Objetivos del capítulo

En este capítulo, se implementará un sistema de gestión ambiental acorde a la política definida por la norma ISO 14001. Este sistema permitirá identificar, evaluar y controlar los aspectos e impactos ambientales asociados a las actividades del proyecto, estableciendo objetivos y metas de mejora continua. Se implementarán medidas preventivas y correctivas para minimizar los impactos negativos y promover prácticas ambientalmente responsables. [7.1]

7.3 Definiciones

7.3.a Sistema de gestión ambiental

Según la norma ISO 14001, un sistema de gestión ambiental es un conjunto de elementos de una organización interrelacionados o que interactúan para establecer políticas, objetivos y procesos para el logro de estos objetivos, usado para gestionar aspectos ambientales, cumplir los requisitos legales y otros requisitos, y abordar los riesgos y oportunidades.

El enfoque que subyace a un sistema de gestión ambiental se fundamenta en el concepto de Planificar, Hacer, Verificar y Actuar (PHVA). Este modelo proporciona un proceso iterativo, usado para la mejora continua de una organización. Sus elementos individuales pueden definirse como:

- Planificar: establecer los objetivos ambientales y los procesos necesarios para generar y proporcionar resultados, de acuerdo con la política ambiental de la organización.
- Hacer: implementar los procesos según lo planificado.
- Verificar: hacer el seguimiento y medir los procesos respecto a la política ambiental, incluidos sus compromisos, objetivos ambientales y criterios operacionales, e informar sus resultados.
- Actuar: emprender acciones para mejorar continuamente.

Luego de la etapa de Actuar, se repite el ciclo, permitiendo una mejora continua en el sistema de gestión ambiental. [7.1]

7.3.b Política ambiental

La política ambiental es una declaración formal de los compromisos y objetivos de una organización, en relación con el medio ambiente. Esta política establece la dirección y los principios generales que guían las acciones y decisiones de la organización en materia ambiental.

Según la norma 14001, la alta dirección debe establecer, implementar y mantener una política ambiental que, dentro del alcance definido de su sistema de gestión ambiental:

- Sea apropiada al propósito y contexto de la organización, incluida la naturaleza, magnitud e impactos ambientales de sus actividades, productos y servicios.
- Proporcione un marco de referencia para el establecimiento de los objetivos ambientales.
- Incluya un compromiso para la protección del medio ambiente, incluida la prevención de la contaminación, y otros compromisos específicos pertinentes al contexto de la organización.
- Incluya un compromiso de cumplir con los requisitos legales y otros requisitos.
- Incluya un compromiso de mejora continua del proceso de gestión ambiental para la mejora del desempeño ambiental.

La política ambiental debe:

- Mantenerse como información documentada.
- Comunicarse dentro de la organización.
- Estar disponible para las partes interesadas.[7.1]

7.3.c Objetivos ambientales

La organización debe establecer objetivos ambientales para las funciones y niveles pertinentes, teniendo en cuenta los aspectos ambientales significativos de la organización, sus requisitos legales y otros requisitos asociados, y considerando sus riesgos y oportunidades.

Los objetivos ambientales deben:

- Ser coherentes con la política ambiental.
- Ser medibles (si es factible).
- Ser objeto de seguimiento.
- Ser comunicados.
- Actualizarse según corresponda. [7.1]

El principal objetivo ambiental de este proyecto es reducir el impacto generado por las actividades, directas e indirectas, relacionadas con la operación de la planta de producción de biodiesel. En términos de objetivos específicos, se plantean los siguientes, junto con los

indicadores medibles que permitan conocer su impacto ambiental y la eficiencia de las medidas aplicadas para reducir este impacto.

Tabla 7.1: Objetivos ambientales.

Reducir el consumo de agua potable	Medir e identificar los principales consumos de agua de la planta	Metros cúbicos de agua consumidos por mes
	Reducir las pérdidas por fugas	
	Concientizar a los empleados respecto al uso del agua	
Reducir el consumo de energía eléctrica	Optimizar los procesos	kWh de energía eléctrica consumidos por mes
	Utilizar equipos con la más alta eficiencia y menor consumo energético posible	
	Concientizar a los empleados respecto al uso de la energía eléctrica	
Reducir las emisiones de gases a la atmósfera	Reducir el consumo de gas natural	Toneladas de CO ₂ emitidas por año

7.4 Impactos ambientales

Como se discutió en capítulos anteriores, una de las principales ventajas del uso de biodiesel es el hecho de que sus emisiones son más limpias comparadas con la de los combustibles fósiles. Si se usa biodiesel puro, las emisiones netas de dióxido de carbono (CO₂) y de dióxido de azufre (SO₂) se reducen un 100%. La emisión de hollín se reduce un 40-60%, y las de hidrocarburos (HC) un 10-50%. La emisión de monóxido de carbono (CO) se reduce un 10-50%. Se reduce igualmente la emisión de hidrocarburos policíclicos aromáticos (PAHs), y en particular derivados de comprobada acción cancerígena como fenantreno (-97%), benzofluoranteno (-56%), benzopirenos (-71%). Finalmente, la emisión de compuestos aromáticos y aldehídos se reduce un 13%. [7.2]

Sin embargo, esto no quiere decir que no se generen impactos ambientales negativos debido a su proceso de producción. Tanto el proceso de montaje de la planta, como el consumo de recursos naturales para la producción y el uso de compuestos peligrosos como el metanol y los catalizadores ácidos y básicos, pueden provocar impactos en el medio ambiente que no pueden descartarse.

Montaje de la planta

En primer lugar, debe considerarse que el acondicionamiento del terreno donde se construirá la planta puede resultar en la erosión del suelo, debido a su nivelación y la construcción de cimientos sobre este. La edificación de la infraestructura de la planta en sí también generará

una cantidad de residuos sólidos, que debe gestionarse adecuadamente para evitar la contaminación de suelos y del aire. A esto, se le debe sumar el tránsito de vehículos y la utilización de maquinaria pesada, que generan emisiones de gases contaminantes, además de producir contaminación auditiva y consumir recursos no renovables, como combustibles fósiles, para su utilización. [7.3]

Proceso productivo

En el proceso de producción de biodiesel, se utiliza agua, energía eléctrica y gas natural como servicios, tanto para los procesos productivos, como para el funcionamiento del resto de la planta, lo cual resulta en el consumo de recursos no renovables y la emisión de contaminantes.

Si bien el diseño de la planta considera el reciclado de toda el agua utilizada en procesos de producción y en corrientes de servicio, se generan pérdidas que deben ser repuestas, además del agua necesaria para el uso de baños, vestuarios, comedores, limpieza de las instalaciones, etc., lo cual resulta en la contaminación de este recurso.

El uso de energía eléctrica, a pesar de la creciente utilización de energías renovables, representa el consumo de recursos no renovables y la emisión de contaminantes, ya que las matrices energéticas siguen estando basadas fuertemente en el uso de combustibles fósiles. La utilización de gas natural en la caldera de fluido calefactor, entre otras instalaciones, representa impactos ambientales similares. A estas emisiones puede agregarse también, las generadas por el transporte de insumos de materia prima y las fugas que puedan producirse en la caldera o las tuberías que transportan el gas natural.

La planta de producción de biodiesel maneja varios compuestos inflamables, como los aceites de origen vegetal utilizados como reactivos, el biodiesel que se obtiene como producto, y especialmente el metanol, que tiene un punto de inflamación de tan solo 12°C, lo cual hace que las fugas de metanol sean altamente peligrosas y requieran de rigurosas medidas de prevención de incendios. Debido a las cantidades en las que se usan estos compuestos, pueden representar un riesgo de explosión, al igual que la caldera de fluido calefactor, que utiliza gas natural y opera a presiones mayores a la atmosférica. [7.4]

El derrame de los compuestos utilizados en la planta, ya sea por fugas o por mal manejo, puede generar no sólo los riesgos de incendio y explosión ya expuestos, sino también contaminación ambiental, especialmente el aceite vegetal.

Por último, varios de los compuestos utilizados en el proceso de producción son peligrosos no sólo para el medio ambiente, sino también para el ser humano, lo cual pone en riesgo la salud de los trabajadores.

El metanol es altamente tóxico, causando dolor de cabeza, mareos, náuseas, vómitos e incluso la muerte. La exposición aguda puede causar ceguera, debido a daño en el nervio óptico, y la exposición crónica puede causar cirrosis. [7.5]

El hidróxido de sodio, más conocido como soda cáustica, es, como su nombre indica, altamente corrosivo, pudiendo generar quemaduras graves al entrar en contacto con la piel o al ser ingerido, y puede producir daños en las vías respiratorias al ser inhalado. [7.6]

El ácido sulfúrico es de la misma manera altamente peligroso, pudiendo producir graves daños sobre la piel o los ojos de los operarios si entra en contacto con ellos. [7.7]

7.5 Evaluación de impactos ambientales

Teniendo en cuenta todos los impactos ambientales enumerados, se debe evaluar su grado de riesgo. Para esto, se consideran los siguientes criterios de evaluación:

- Severidad: grado en que un impacto afecta al medio ambiente, incluida la salud humana.
- Frecuencia: frecuencia con que puede ocurrir un impacto.
- Cumplimiento normativo: indica si un impacto está en conformidad con los requisitos legales y regulaciones gubernamentales.
- Posibilidad de control: mide la capacidad para prevenir y controlar el impacto ambiental de las actividades, productos o servicios.

Tabla 7.2: Criterios de evaluación de impacto ambiental

Criterio	Grado	Calificación
Severidad	Catastrófico	5
	Crítico	4
	Moderado	3
	Menor	2
	Inofensivo	1
Frecuencia	Muy alta	5
	Alta	4
	Moderada	3
	Baja	2
	Remota	1
Cumplimiento normativo	No cumple con regulación	5
	Cumple con regulación	4
	No cumple con la política ambiental de la empresa	3
	Cumple con la política ambiental de la empresa	2
	Regulado a futuro	2
	No regulado	1
	Posibilidad de control	Remota
Baja		4
Moderada		3
Probable		2
Muy probable		1

Sumando los valores aplicados a un impacto ambiental, se determina el grado de riesgo: un valor de entre 4 y 9 da un riesgo leve, de entre 10 y 15 un riesgo moderado, y de entre 16 y 20 un riesgo alto.

Tabla 7.3: Cálculo de los riesgos asociados a los impactos ambientales de la planta.

		Severidad	Frecuencia	Cumplimiento normativo	Posibilidad de control	Riesgo
Montaje de la planta	Acondicionamiento del terreno	3	1	1	2	7 (Leve)
	Liberación de material particulado al aire	1	3	2	2	8 (Leve)
	Residuos peligrosos	3	2	2	2	10 (Moderado)
	Efluentes de lavado	3	1	2	1	7 (Leve)
Consumo de recursos no renovables	Reposición de fugas en los procesos	4	5	2	2	13 (Moderado)
	Reposición de fugas en la torre de enfriamiento	3	5	2	2	12 (Moderado)
	Limpieza de equipos	3	2	1	3	9 (Leve)
	Servicios y mantenimiento de la planta	2	3	1	3	8 (Leve)
	Equipos principales de la planta	3	5	2	3	13 (Moderado)
	Elementos de seguridad y automatización de procesos	2	5	2	3	12 (Moderado)
	Iluminación	2	5	1	4	12 (Moderado)
	Caldera	4	5	1	3	13 (Moderado)
Emisión de gases y vapores	Caldera	3	4	2	2	11 (Moderado)
	Vapor de la torre de enfriamiento de agua	3	4	2	3	12 (Moderado)
	Vapor de las torres de lavado	4	4	2	3	13 (Moderado)
	Fuga de gas natural	5	1	2	1	10 (Moderado)
Incendios y explosiones	Riesgo eléctrico	5	1	2	2	10 (Moderado)
	Fuga de vapores inflamables	5	1	2	2	10 (Moderado)
	Explosión de la caldera	5	1	2	2	10 (Moderado)

Derrames	Agua	1	2	1	3	7 (Leve)
	Efluentes de proceso	3	3	2	3	11 (Moderado)
Manejo de sustancias peligrosas	Catalizadores ácidos y básicos	4	3	2	4	13 (Moderado)
	Metanol	3	3	1	4	11 (Moderado)

7.6 Impactos socioeconómicos

El impulso detrás de este proyecto es no sólo ambiental, sino también económico. La instalación de la planta generará empleos directos e indirectos: desde la mano de obra para la construcción de la planta, los operarios, técnicos y funcionarios de administración que trabajarán en la misma, hasta los proveedores de bienes y servicios necesarios para su funcionamiento. Se espera, entonces, que la planta tenga un impacto positivo sobre la economía local de la localidad de San Lorenzo.

7.7 Medidas preventivas y correctivas

Los impactos ambientales cuyos riesgos sean leves no requerirán más que un seguimiento, mientras que los de riesgo moderado requerirán de medidas para evitar que su riesgo crezca. Según los criterios evaluados, no existen riesgos altos en la planta, pero si los hubiese, se deberían aplicar medidas correctivas para disminuirlos mediante un seguimiento constante.

Debido a las problemáticas actuales respecto al consumo de recursos naturales no renovables, el uso consciente y moderado de estos recursos es cada vez más importante. Con este fin, se propone un monitoreo constante del consumo de los servicios utilizados en la planta, por kilo de biodiesel producido.

Como se mencionó anteriormente, el propósito de la recirculación del agua utilizada tanto en los procesos, como en los equipos auxiliares tiene el fin de evitar el desperdicio de este recurso. El único consumo de agua en el proceso de producción de biodiesel, una vez que este está en estado estacionario, es el necesario para reponer las fugas que puedan producirse.

Si bien estas pérdidas son inevitables, y no puede conocerse a priori que grande es la cantidad de agua que representarán, pueden aún así implementarse medidas para reducir estos desperdicios lo más posible. Un sistema de monitoreo de los caudales de agua de la planta permitiría detectar variaciones significativas causadas por fugas, para de esta forma actuar sobre la causa de la pérdida de agua.

Adicionalmente, se consume agua en el uso de baños, vestidores, comedores, limpieza, etc. Todos estos sistemas deben ser construidos y operados de manera tal que se reduzca el desperdicio de agua al mínimo posible. La concientización de los operarios respecto a la importancia del consumo moderado del agua es una medida importante para evitar su desperdicio.

El principal consumo eléctrico de la planta se produce en los equipos utilizados en la producción de biodiesel. Estos deben ser cuidadosamente seleccionados de tal forma que generen el menor consumo energético necesario para cumplir su función y la mayor eficiencia energética posible, de tal forma que se eviten gastos innecesarios. De manera similar al consumo de agua, los trabajadores deben ser concientizados sobre el uso moderado de la energía eléctrica.

El principal consumo de gas natural en la planta es el de la caldera de fluido calefactor, esta debe ser elegida según la eficiencia de su consumo de gas. Debe contar con un sistema de control que regule el consumo de gas, en función de la demanda energética del sistema de intercambiadores. Dado que esta representa el principal consumo de gas natural, también representa la principal fuente de gases contaminantes de la planta, no sólo como producto de la combustión, sino también por fugas. La instalación de un sistema de detección de gas natural, para actuar sobre cualquier fuga es una medida útil para prevenir su emisión, tanto por cuestiones de impacto ambiental como de salud humana.

Debido a los compuestos inflamables utilizados en la planta, se debe contar con medidas para la prevención de incendios, y de evacuación y extinción, en la eventualidad de que ocurran. El decreto N°351/79 establece las acciones mínimas necesarias para contar con un sistema de protección contra incendios adecuado.

- La planta deberá contar con salidas de emergencia para facilitar la evacuación rápida y segura en caso de incendio.
- Deberán instalarse extintores apropiados para los riesgos de incendio presentes en la planta, adecuadamente ubicados, señalizados y con mantenimiento periódico para garantizar su correcta operación.
- Los riesgos de incendio, puntos de reunión y vías de evacuación deben señalizarse apropiadamente.
- Deberán instalarse luces de emergencia que funcionen aún en el caso de un corte de luz, para garantizar la señalización de las vías de evacuación.
- Los sistemas de ventilación deben permitir la extracción de humo y gases tóxicos en caso de incendio, facilitando la evacuación y reduciendo el riesgo de asfixia.

Las calderas son equipos que deben manejarse de manera cuidadosa, ya que una inapropiada operación de las mismas podría resultar en peligro de una explosión, lo que sería catastrófico debido al riesgo de pérdida de vidas y al daño que produciría sobre los equipos de la planta. Los operarios de calderas deben recibir una capacitación intensiva sobre el uso y mantenimiento de las mismas, tanto en general como respecto al modelo específico utilizado en la planta, de manera que sepan operar correctamente el sistema de control del equipo, e identificar fallas en el mismo.

De ser posible, la caldera debe ser instalada en un cuarto separado del resto de los equipos, apropiadamente señalizada respecto a sus peligros, instrucciones de operación y rutas de escape en caso de emergencia. La caldera debe además recibir inspecciones y mantenimiento regular, por parte de personal calificado para tales tareas.

El personal debe estar capacitado para la manipulación de los compuestos peligrosos, siendo consciente de los riesgos que estos acarrearán en su uso y entrenado en los procedimientos de seguridad a seguir en caso de derrames, contacto o ingestión de los mismos. Deben utilizarse en áreas bien ventiladas para evitar la inhalación de vapores, y se recomienda el uso de guantes de látex y anteojos de seguridad, como elemento de protección personal.

Bibliografía

- [7.1] Organización Internacional de Normalización. (2015). Norma ISO 14001 “Sistemas de gestión ambiental”. <https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/doc21.pdf>
- [7.2] “DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE BODIESEL”. JÉRÔME HERVÉ LAMOUREUX, 2007.
- [7.3] “An evaluation of environmental impacts of construction projects”. Enshassi A., et al. (2014) https://scielo.conicyt.cl/pdf/ric/v29n3/en_art02.pdf
- [7.4] “Metanol volátil e inflamable”. https://www.ilo.org/dyn/icsc/showcard.display?p_version=2&p_card_id=0057&p_lang=es#:~:text=Altamente%20inflamable.,en%20contacto%20con%20sustancias%20incompatibles.
- [7.5] “Petition to De-list Methanol Under Section 112(b) of the Clean Air Act”, J. L. Festa. <https://www.govinfo.gov/content/pkg/FR-1999-07-19/pdf/99-18356.pdf>
- [7.6] Ficha de seguridad de hidróxido de sodio. <https://www.uv.mx/pozarica/cq/files/2021/02/HIDROXIDO-DE-SODIO.pdf>
- [7.7] Ficha de seguridad de Ácido sulfúrico. <https://www.ciafa.org.ar/files/qKzC6XQKs7Ck7K966mbkQTexmqOIaKiJCNi6pq5s.pdf>

Conclusión y evaluación personal del proyecto

La producción de biodiesel es un mercado emergente con un fuerte incremento a nivel mundial, debido tanto a la necesidad de combustibles alternativos como de reducir el impacto de los combustibles fósiles sobre el medio ambiente. Económicamente, sigue siendo un mercado inestable, debido a su dependencia de la disponibilidad de materias primas, demanda en función de los porcentajes de corte y oferta de los varios productores a nivel mundial, etc.

La Argentina presenta un creciente interés en este mercado, siendo que representa no solo una fuente de productos con valor agregado para la exportación, sino también una oportunidad para el desarrollo de la agricultura para la producción de biocombustible.

Debido a la gran producción de soja en Argentina, el aceite refinado de este grano resulta una elección altamente recomendable para la producción de biodiesel en este país. La reacción transesterificación con metanol y catalizador básico da conversiones altas con bajos tiempos de residencia, bajo consumo energético, y requiere de reactores simples de fácil operación, por lo cual se opta por su utilización. La formación de subproductos por saponificación es una desventaja que genera costos adicionales para reducir su presencia en el proceso de producción, pero no es una problemática lo suficientemente significativa como para descartar esta ruta química.

El diseño de la planta, dividido en 3 subplantas para el tratamiento del AVU, la transesterificación para obtener los productos, y la purificación de los mismos, dio como resultado como resultado una producción de biodiesel acorde a la esperada; cabe destacar que el producto obtenido, aunque supera las concentraciones % p/p establecidas por normativa, posee cantidades de triglicéridos y monoglicéridos superiores a las aceptables. Esto se atribuye a la dificultad de separar estos compuestos, además de la naturaleza hipotética de los compuestos utilizados en la simulación afectando los resultados. Por cuestiones de tiempo respecto a la entrega del proyecto, se prosiguió con los resultados obtenidos para el balance de masa de las corrientes en la planta y el diseño de la columna de purificación de biodiesel. De proseguirse con el proyecto, deberá realizarse un análisis más exhaustivo para obtener producto en especificación.

Se requirió del diseño conceptual de equipos, incluyendo su dimensionamiento y elección de materiales donde fuese relevante, además de una estimación de sus costos de construcción. Dentro de esto, cabe destacarse que, en el caso de los intercambiadores de calor, se optó por utilizar la primera alternativa de integración energética obtenida que satisfizo las demandas energéticas de las corrientes, debido a cuestiones de tiempo respecto a la entrega del proyecto. Esto dio una gran disparidad en las áreas de intercambio de estos equipos; de proseguirse con el proyecto, se sugiere fuertemente investigar la posibilidad de crear una red de intercambiadores de calor más eficiente que resulte en equipos de menor tamaño y, por lo tanto, coste.

Si bien los resultados del análisis económico fueron prometedores respecto a la viabilidad del proyecto, debe tomarse en cuenta que los costos de inversión y de producción fueron

altamente estimativos, por lo cual, de proseguirse con el proyecto, deberá realizarse un análisis más exhaustivo, que permita estimar costos e ingresos más confiables. Si bien, según se determinó en el análisis de sensibilidad, los costos de inversión no impactan tan fuertemente en la producción de biodiesel como los costos de las materias primas y productos, es recomendable obtener un costo de inversión fiable antes de comenzar con cualquier proyecto.

Actualmente, el precio del biodiesel es mayor al de los combustibles tradicionales, debido a sus costos de producción, relacionados fuertemente con los de sus materias primas. En última instancia, la decisión de proceder con este proyecto dependerá de la demanda para satisfacer legislaciones de corte de combustibles, tanto a nivel nacional como internacional.

Como evaluación personal, el proyecto final sirvió para integrar los conocimientos adquiridos a lo largo de la carrera de ingeniería química. Desde la ingeniería conceptual para plantear el proyecto, al diseño puntual de los distintos equipos utilizados para las distintas etapas de la producción del biodiesel, la integración energética y elección de equipos auxiliares, hasta el análisis de la rentabilidad del proyecto, los distintos capítulos permitieron englobar distintos aspectos del trabajo en la industria química.

Algunas partes del proyecto resultaron más fácilmente de abordar que otras. Temas tales como la investigación preliminar o la determinación de la ruta química y condiciones de proceso resultaron simples debido a la gran cantidad de datos fácilmente accesibles sobre estos temas, mientras que la simulación de los procesos resultó complicada, debido a las distintas posibilidades de diseño en los distintos equipos, la necesidad de utilizar componentes simulados hipotéticamente, etc.

Si bien la mayoría de los resultados obtenidos fueron coherentes y cumplieron con los requisitos de la producción establecida, algunos de estos, como la mencionada columna de purificación de biodiesel o la red de intercambiadores de calor, requieren de un mayor detenimiento en su diseño que el que fue dedicarles. De todas formas, considero que el diseño de la planta alcanzado es lo suficientemente satisfactorio para cumplir con los requisitos del proyecto, y que aun estos errores representan una oportunidad de aprendizaje.