

Universidad Nacional
"José Faustino Sánchez Carrión"

FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA Y METALURGICA

Escuela Profesional de Ingeniería Química



**“SIMULACIÓN DE BIODISEL A PARTIR DE
ACEITE DE SOYA – LIMA 2015”**

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO QUÍMICO

AUTORES:

Jeanette Angela TOLEDO FIGUEROA
José Alfredo TOLEDO FIGUEROA

ASESOR:

Ing° José Alonso TOLEDO SOSA
Auxiliar T.P. 20 Hrs. Código Docente N° 460

Ciudad Universitaria, Junio del 2016

Huacho - Perú

DEDICATORIA

Para mis padres por su apoyo, consejos, comprensión, amor, ayuda en los momentos difíciles, y por ayudarme con los recursos necesarios para estudiar. Me han dado todo lo que soy como persona, mis valores, mis principios, mi carácter, mi empeño, mi perseverancia, mi coraje para conseguir mis objetivos.

Gracias Sinthya, Amaranta y Leyza, por parte de José Alfredo Toledo.

Gracias Jose Justiniano, por parte de Jeanette Toledo Figueroa.

Gracias a nuestro hermano Joel Angel Toledo Figueroa y su familia.

AGRADECIMIENTO

Al culminar este informe de prácticas quiero brindar mi más sincero agradecimiento a Dios, a mis Padres, por brindarme la vida, por enseñarme a no rendirme y luchar en esta vida llena de adversidades, a todas aquellas personas que colaboraron de manera desinteresada durante mi proceso de formación universitaria; a mis hermanos por su apoyo y comprensión, a los docentes de la Escuela Profesional de Ingeniería Química quienes me brindaron los conocimientos necesarios para desempeñarme profesionalmente y por sus exigencias académicos.

A mi asesor, el Ing. José Alonso Toledo Sosa docente de la EAP Ingeniería Química por su colaboración en la realización de la presente investigación.

A la Empresa Heaven Petroleum Operators S.A. en la persona de su Gerente General Sr. Samir George Abudayeh Giha, por abrirme sus puertas y facilitarme todos los medios necesarios para realizar mi stage y este pequeño pero significativo trabajo de investigación.

Jeanette Angela

INDICE

DEDICATORIA	02
AGRADECIMIENTO	03
INDICE	04
INTRODUCCIÒN	08
CAPITULO I: GENERALIDADES	11
1.1 ANTECEDENTES	11
1.2 EL PROBLEMA	13
1.2.1 Identificaci3n	13
1.2.2 Formulaci3n del problema	14
1.3 OBJETIVOS	15
1.3.1 Objetivo General	15
1.3.2 Objetivos Específicos	15
1.4 JUSTIFICACI3N	15
1.5 RESUMEN	17
CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO	18
2.1 BIODIESEL	18
2.2 SIMULACI3N DE PROCESOS	19
2.3 SIMULADOR HYSYS	20

2.3.1	Relación con la simulación de procesos	21
2.3.2	Herramientas de trabajo	21
2.3.3	Ventajas del Software	23
2.3.4	Utilidades	24
2.4	ANÁLISIS DE PROCESOS INDUSTRIALES	25
2.5	EMPRESA HEAVEN PETROLEUM OPERATORS S.A.	26
2.5.1	Reseña Histórica	26
CAPÍTULO III: MATERIALES Y METODOS		30
3.1	MATERIALES, EQUIPOS Y REACTIVOS USADOS PARA LA PRODUCCIÓN Y PURIFICACIÓN DE BIODIESEL.	30
3.1.1	Materiales	30
3.1.2	Reactivos	30
3.1.3	Equipos	30
3.2	METODOLOGÍA	31
CAPITULO IV: PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL		37
4.1	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL	37
4.1.1	Descripción del diagrama de flujo de proceso	39
4.1.2	Química del proceso	40
4.1.3	Cinética del proceso	41
4.1.4	Estimación de propiedades termodinámicas	42
4.1.5	Lista de equipos	43

4.2	DATOS PARA LA SIMULACIÓN DEL PROCESO	44
4.2.1	Alimentación	45
4.2.2	Sección de reacción	46
4.2.3	Recuperación de metanol	47
4.2.4	Sección de lavado	48
4.2.5	Purificación de biodiesel	49
4.2.6	Purificación de glicerol	50
	CAPÍTULO V: RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN	52
5.1	CORRIENTES	52
5.2	EQUIPOS	53
5.2.1	Bomba de alimentación de aceite.	53
5.2.2	Bomba de alimentación de metanol	53
5.2.3	Bomba de recirculación de metanol	54
5.2.4	Sección de reacción	54
5.2.5	Sección de recuperación de metanol	55
5.2.6	Sección de lavado	56
5.2.7	Sección de purificación de biodiesel	56
5.2.8	Sección de purificación de glicerol	57
	CAPITULO VI: DISCUSIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS	58
6.1	ALIMENTACIÓN Y REACCIÓN	58
6.1.1	Flujo de carga al reactor	58

6.1.2	Espacio tiempo del reactor	61
6.2	SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE METANOL	62
6.2.1	Flujos de destilado	62
6.2.2	Relación de reflujo	64
6.3	SECCIÓN DE LAVADO	67
6.3.1	Flujo másico de agua alimentada	67
6.4	SECCIÓN DE PURIFICACIÓN DE BIODIESEL	68
6.4.1	Flujos de destilado	69
6.4.2	Relación de reflujo	70
6.5	SECCIÓN DE PURIFICACIÓN DE GLICEROL	72
6.5.1	Flujos de destilado	72
6.5.2	Relación de reflujo	73
	CONCLUSIONES	76
	RECOMENDACIONES	78
	BIBLIOGRAFIA	80

INTRODUCCIÓN

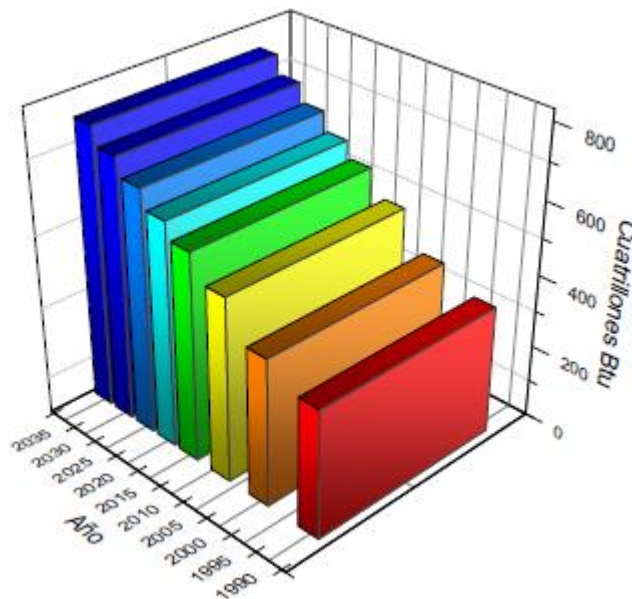
En los últimos años, los biocombustibles han sido estudiados como alternativa a los combustibles fósiles. Las fuentes de producción de biodiesel, la soya (*Glycine max*) se destaca entre estas, cuyo aceite si es comestible, además tiene buenos rendimientos, mostrando con eso ventajas sobre las tradicionales.

El problema del cambio climático, en especial el resultado del calentamiento global provocado por la acumulación de los gases de efecto invernadero, es un tema que en los últimos años ha tomado una gran relevancia, pues las variaciones se han acelerado crecientemente de manera anómala, a tal grado que pone en riesgo a la humanidad.

Se señala como el principal responsable del calentamiento global al dióxido de carbono. Pues la quema excesiva de los combustibles fósiles en las plantas generadoras de electricidad y por el transporte automotor ha incrementado el lanzamiento de emisiones de CO₂ a la atmósfera, así también el rápido avance industrial de los centros urbanos. Por ello se ha generado una creciente preocupación para el hombre el intentar disminuir la continua degradación del medio ambiente.

Las emisiones de CO₂, la disminución de las fuentes de energía fósiles, el crecimiento de los precios del petróleo, y una tendencia de consumo que se prevé en aumento, tal y como se puede observar en la Figura N° 01, son, entre otros, los factores que afectan las políticas energéticas de muchos países que tienen que afrontar el gran problema de la actualidad, la energía [1]. El uso de combustibles procedentes de la biomasa como el bioetanol, el biodiésel y el bio-oil puede ayudar a mitigar estos problemas debido a su procedencia renovable.

Fig. N° 01: Consumo energético mundial y previsiones. Adaptada de [1]



En concreto, el biodiésel ofrece algunos beneficios como combustible alternativo; su biodegradabilidad y baja toxicidad en comparación con el diesel de origen fósil, un perfil de emisiones más favorable [2], la posibilidad de mezclarlo con diésel de petróleo y usarlo de forma directa, y el gran número de materias primas que pueden ser usadas en su producción (como aceites comestibles frescos o usados, aceites no comestibles, algas y grasas de origen animal) hacen de él una interesante alternativa.

El objetivo de este trabajo es la simulación de la producción de biodiesel a partir de la transesterificación de aceite vegetal de soya, usando el *software* HYSYS® para analizar y determinar las mejores condiciones de operación de los equipos ya existentes en el laboratorio de operaciones unitarias de la ESIQIE. Este nos permite estudiar las características de los productos con respecto a las variaciones en algunas variables, mismas que pueden ser manipuladas en los equipos disponibles.

El presente trabajo desarrolla un diseño conceptual y simulación del proceso de producción de biodiesel a partir de aceite contenido en la soya, simulando las etapas del proceso en el *software* HYSYS®.

Para el estudio fue considerado 5500kg/h de aceite en una etapa de esterificación debido al elevado contenido de ácido graso libre (FFA) presentes en el aceite. También, han sido variados empleados modelos termodinámicos lo que permitió la obtención de un biocombustible con una composición superior a 98% (en masa) en metil ésteres.

En cuanto a las propiedades físico-químicas del aceite de biodiesel obtenido por la simulación y las correlaciones para estimar las propiedades, estas concuerdan con los datos experimentales relatados por diferentes autores, también como las normas ASTM D6751 y los Estándares Europeos EN-12214 que rigen las características.

Estos resultados permitirán la identificación de la soya como una alternativa viable de producción de biocombustibles y una posible implementación en escala industrial en la Región Lima Provincias, sin comprometer la seguridad alimentaria y promover la producción de biocombustibles en Perú de fuentes vegetales.

CAPÍTULO I

GENERALIDADES

1.1 ANTECEDENTES

La producción de biodiesel se ajusta dentro de los lineamientos de reducción de gases de tipo efecto invernadero (GEI), establecidos en el Protocolo de Kyoto y aplica como Mecanismos de Desarrollo Limpio (MDL)[3, 4] así como en la reducción de dioxinas y sus derivados y furanos (DLCs/Fs) y orgánicos persistentes volátiles (OPV), los cuales son originados por la combustión del diesel derivado del petróleo.

Los aceites vegetales se usan como combustibles desde hace más de 100 años, cuando Rudolph Diesel desarrolló la primera máquina diesel que fue corrida con aceite vegetal en 1911.

En 1912 Rudolph Diesel probó aceite de cacahuate en su motor de encendido por compresión y dijo: “El uso de aceites vegetales para combustibles de motor puede verse insignificante hoy, pero los aceites, pueden en el transcurso del tiempo ser tan importantes como el petróleo y el alquitrán de hulla, productos del tiempo presente”.

El biodiesel es un combustible alternativo para el diesel del petróleo, es producido principalmente por una reacción llamada transesterificación; llevada a cabo entre un aceite y un alcohol en presencia de un catalizador, para obtener los mono-alquil ésteres y glicerol, que luego se separan y se purifican.

La transesterificación fue conocida a principios de 1846 cuando Rochieder describió la preparación de glicol por etanólisis de aceite de ricino.

Bagby y Schwab descompusieron térmicamente aceite de soya y de girasol, usando aire y nitrógeno. Ali y Hanna, estudiaron el efecto de mezclar etanol para reducir la viscosidad de los metil ésteres (biodiesel) de cebo de res.

Muchas unidades de plantas de refinación de aceites comestibles han sido transformadas para la producción de biodiesel. Sin embargo, los costos de producción son todavía bastante altos debido a las dificultades en el suministro y el gran contenido de ácidos grasos libres (AGL o FFA por sus siglas en inglés Free Fatty Acids). Además, los subproductos que se producen durante la producción del biodiesel necesitan tratamiento adicional.

Por ello resulta importante realizar estudios técnico – económico para tratar de optimizar los costos de producción. Es aquí donde la simulación juega un papel importante.

Diversos procesos continuos de producción de biodiesel han sido evaluados económicamente en varias investigaciones. Zhang et al. presentan la evaluación de cuatro procesos continuos a partir de aceite de canola, tanto virgen como de desecho, empleando el simulador HYSYS™. Haas realizó la evaluación económica de una planta que emplea aceite vegetal crudo como materia prima. La planta fue diseñada empleando el simulador HYSYS™ describiendo en detalle el proceso. En dicha investigación se obtuvo un costo de producción de biodiesel de US \$2.0/gal. También se encontró que el costo de las materias primas constituye el factor de mayor porcentaje en el costo global de producción, con un 88% del mismo. El trabajo incluye, además, un análisis de sensibilidad que muestra el impacto de los precios del aceite y glicerina, sobre el costo de producción del biodiesel.

Este trabajo abarca la simulación de una planta piloto para la producción de biodiesel a partir de aceite vegetal de soya, empleando el simulador de procesos HYSYS™, considerando la utilidad que representa el

equipo con el que dispone el Laboratorio de Procesos de la Empresa Haven Petroleum S.A.C.. El cual cubre con las características necesarias para este proceso específicamente. Los resultados de la simulación permiten conocer los efectos de las modificaciones de las variables, así como las condiciones de operación que permitan la obtención de un producto que cumpla con las especificaciones internacionales establecidas. Con la finalidad de que la Empresa Haven Petroleum S.A.C. produzca de manera continua biodiesel de alta calidad que pueda ser empleado en las unidades vehiculares.

1.2 EL PROBLEMA

1.2.1 Identificación

La demanda de combustibles a nivel mundial está en aumento, a pesar de la crisis económica mundial, se presenta un mercado extranjero potencial, el crecimiento es sostenido y estamos convencidos de que la principal razón de este incremento es debido a que el producto que vamos a ofrecer cumple con todos los parámetros de calidad en lo concerniente a los parámetros de pureza, acidez, y otras propiedades en muestras de aceite de soya.

La economía, hoy en día, está dirigida por empresas que buscan complacer al cliente con calidad total, satisfaciendo la seguridad y bajo costo; es el cliente quien paga la cuenta y cada vez es más difícil de agradar. Esto obliga a las empresas a sacar a la venta un producto de alta calidad para poder ser el líder en el mercado y que sus ventas generen los respectivos beneficios económicos.

Existen empresas productoras de biodiesel que emplean todavía equipos y métodos no actualizados para mejorar la producción de biodiesel, por eso, es necesario utilizar procesos modernos de simulación, teniendo en cuenta las variables operacionales de

acuerdo a los más elevados estándares industriales de calidad y de producción.

1.2.2 Formulación del Problema

En este trabajo se abordará el problema de elaborar una investigación relacionada con la utilización de tecnología de simulación en el proceso de producción para determinar la productividad de biodiesel, teniendo en cuenta las variables operacionales y los ajustes para optimizar la producción. En el presente proyecto, se determinará la viabilidad técnica a nivel de investigación para la instalación de un software para determinar la producción y aumentar su rendimiento y calidad con fines de exportación. La exportación se realizará de manera directa a las empresas importadoras. El proceso productivo se llevará a cabo con el método tradicional.

En consecuencia formulamos las siguientes preguntas:

¿En qué medida la utilización de tecnología de simulación aplicado al proceso productivo nos permitirá obtener una producción de Biodiesel mayor a la esperada?

¿En qué medida la utilización de tecnología de simulación nos permitirá obtener resultados con mayor precisión en la determinación de la producción de Biodiesel?

¿En qué medida la calidad del producto obtenido (Biodiesel) obtendrá un reconocimiento en el mercado internacional que le permita posesionarse?

1.3 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.3.1 Objetivo General

Evaluar y estandarizar el método de simulación para determinar la producción de Biodiesel, teniendo en cuenta las variables operacionales y realizando un ajuste de ellas.

1.3.2 Objetivos Específicos

- Determinación si existe diferencia significativa en el nivel de producción normal y producción simulada de Biodiesel a partir de aceite de soya, mediante la confirmación cuantitativa y de certeza utilizando la tecnología de simulación.
- Elaborar la metodología básica del proceso de análisis para determinar la producción simulada de Biodiesel.
- Elaborar la metodología básica del proceso de análisis simulado para determinar la producción de Biodiesel.
- Realizar una evaluación de resultados obtenidos.

1.4 JUSTIFICACIÓN

Desde un punto de vista más general, el análisis y simulación de procesos industriales presentan las ventajas que se señalan a continuación:

1. **Experimentación económica.** Es posible estudiar procesos existentes de una forma más rápida, económica y completa que en la planta real. La simulación puede aumentar o reducir el tiempo real de una forma análoga a como una cámara cinematográfica acelera o retarda las imágenes; de esta forma se puede observar más fácilmente la operación del sistema.

2. **Extrapolación.** Con un modelo matemático adecuado se pueden ensayar intervalos extremos de las condiciones de operación, que pueden ser impracticables o imposibles de realizar en una planta real. También es posible establecer características de funcionamiento.
3. **Estudio de conmutabilidad y evaluación de otros planes de actuación.** Se pueden introducir nuevos factores o elementos de un sistema y suprimir otros antiguos al examinar el sistema con el fin de ver si estas modificaciones son compatibles. La simulación permite comparar distintos diseños y procesos que todavía no están en operación y ensayar hipótesis sobre sistemas o procesos antes de llevarlos a la práctica.
4. **Repetición de experimentos.** La simulación permite estudiar el efecto de la modificación de las variables y parámetros con resultados reproducibles. En el modelo matemático se puede introducir o retirar a voluntad un error, lo cual no es posible en la planta real.
5. **Control de cálculo.** La simulación constituye una importante ayuda material para el estudio de los sistemas de control con lazos abiertos y cerrados.
6. **Ensayo de sensibilidad.** Se puede ensayar la sensibilidad de los parámetros de costos y los parámetros básicos del sistema; por ejemplo, un incremento de un 10% en la velocidad de alimentación podrá tener; según los casos, un efecto mínimo o un efecto muy importante sobre el funcionamiento de la instalación.
7. **Estudio de la estabilidad del sistema.** Se puede examinar la estabilidad de sistemas y subsistemas frente a diferentes perturbaciones.

Por estas razones, se puede concluir que el análisis de procesos constituye un elemento muy importante para tomar una decisión más científica y responsable a nivel industrial.

1.5 RESUMEN

Por Objetivo: Evaluar y estandarizar el método de simulación para determinar la producción de Biodiesel, teniendo en cuenta las variables operacionales y realizando un ajuste de ellas. Metodología: Es una investigación que con el propósito de realizar el diseño conceptual de una planta productora de biodiésel, en primer lugar se creó el aceite de J. curcas en el simulador de acuerdo con las composiciones de ácidos grasos empleadas por Castillo et al. [17] y la concentración de ácidos grasos libres presentes en el aceite de J. curcas reportados por Berchmans e Hirata Resultados: Se representan los valores óptimos de las diferentes variables (flujo de alimentación, relaciones de reflujo mínimo, grados de pureza de biodiesel, glicerol y metanol), que se han obtenido con el objetivo de conseguir un producto de alta calidad a un menor costo. Primero se muestran los resultados de las diferentes corrientes y posteriormente los resultados de los equipos. Conclusiones: En esta investigación para la simulación del aceite de soya, fue adecuada dado que los datos obtenidos para las propiedades evaluadas se encontraron muy cercanos a los reportados experimentalmente. De esta manera, la predicción de las condiciones de operación, consumo de energía y propiedades del biodiésel brindadas por la simulación permiten analizar el proceso de producción a partir de un aceite con características más ajustadas a sus propiedades reales.

Palabras claves: Simulación de biodiesel y Aceite de soya. elemento

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 BIODIESEL

El biodiesel es un biocombustible líquido que se obtiene a partir de lípidos naturales como aceites vegetales o grasas animales; limpios o usados, mediante procesos industriales de transesterificación.

Es un combustible compuesto de ésteres monoalquílicos de ácidos grasos de cadena larga derivados de lípidos renovables, como aceites vegetales; empleado en motores de ignición y compresión, y además en calderas de calefacción. El porcentaje de ésteres presentes en el biodiesel está establecido en estándares internacionales (ASTM) y de Europa (EN) (Ver Tabla 1).

Este biocombustible es identificado como FAME (por sus siglas en inglés Fatty Acid Methyl Ester) o también es llamado éster metílico.

El término bio hace referencia a su naturaleza renovable y biológica en contraste con el combustible diésel tradicional derivado del petróleo; por su parte, diésel alude a su uso en motores de este tipo. El biodiesel sustituye como combustible limpio y renovable a los derivados del petróleo, concretamente al diésel y lo hace con ventaja ecológica ya que reduce las emisiones de gases que provocan el efecto invernadero. Así, por ejemplo, el uso de una tonelada de biodiesel, evita la producción de 2.5 toneladas de dióxido de carbono (CO₂) y sobre todo elimina, si se usa el biodiesel sólo en los motores, las emisiones de azufre (SO₂) del diésel, evitando las lluvias ácidas.

Además, lo que es fundamental: es un combustible renovable y no finito como los hidrocarburos.

Se emplea puro (B100% biodiesel) o mezclado con diésel petróleo en proporciones de 5% (B5) a 20% (B20). Por otro lado puede usarse en calderas u hornos de calefacción diseñados para utilizar los aceites de petróleo.

Son numerosos los países que implementan el uso de biodiesel como fuente energética; principalmente el producido a partir de aceites vegetales. Tradicionalmente el aceite de colza y de girasol es usado como materia prima en países Europeos. Mientras que en EE.UU. los productores prefieren el biodiesel de aceite de soya. En Brasil, no sólo los aceites de palma, coco y soya; también de girasol y aceites de ricino se utilizan en la producción de biodiesel.

2.2 SIMULACIÓN DE PROCESOS

La simulación de procesos industriales es el estudio de un proceso o sus partes mediante manipulación de su representación matemática o de su modelo físico. La simulación parte del análisis de procesos industriales. Las utilidades concretas que proporciona la simulación de procesos son:

- Mejora la competitividad detectando ineficiencias motivadas por la descoordinación entre secciones de una misma planta.
- Estima y realiza análisis de regresión de propiedades físicas.
- Predice el comportamiento de un proceso utilizando principios de la ingeniería.
- Realiza cálculos de balances de materia y energía y equilibrio químico y entre fases.
- Analiza el comportamiento de un sistema y realiza estudios de optimización y sensibilidad.

- Permite cambiar las condiciones de operación y analizar los comportamientos.
- Estima costos.
- Permite generar como salida gráficas o bien tablas de resultados.

2.3 SIMULADOR HYSYS

El Hysys es una herramienta informática que nos va a permitir diseñar o modelar procesos químicos mediante la ayuda de un software.

En la actualidad todos los ingenieros deben estar capacitados para poder producir y diseñar un sistema y que mejor manera que con la ayuda de un software para poder encontrar valores que posiblemente nos servirán en un futuro cálculo para el aporte de un proyecto de trabajo.

HYSYS es un software, utilizado para simular procesos en estado estacionario y dinámico, por ejemplo, procesos químicos, farmacéuticos, alimenticios, entre otros.

Posee herramientas que nos permite estimar propiedades físicas, balance de materia y energía, equilibrios líquido-vapor y la simulación de muchos equipos de Ingeniería Química.

Este simulador en los últimos años ha sido utilizado, permite usar o crear al operador modelos.

Los parámetros de diseño como número de tubos de un intercambiador de calor, diámetro de la carcasa y número de platos de una columna de destilación no puede ser calculados por HYSYS, es una herramienta que proporciona una simulación de un sistema que se describe con anterioridad. Hysys puede emplearse como herramienta de diseño, probando varias configuraciones del sistema para optimizarlo.

Se tiene que tener en cuenta que HYSYS simula y el Ingeniero diseña.

2.3.1 Relación con la simulación de procesos

Para poder utilizar el Hysys se necesita aplicar una ingeniería básica del proceso para lo cual se necesita:

- Documentos que describan la secuencia de las operaciones que conforman el proceso.
- Un diagrama entrada – salida, lo cual incluye como está conformado este queométricamente la reacción, el número de moles.
- Un diagrama básico del bloques del proceso, lo cual incluye las condiciones principales de operación, información de rendimientos, conversiones, balances de materia y energía preliminares.
- Hojas de datos los cuales especifican los equipos durante la ingeniería básica.

Este software posee una base de datos con información de utilidad para muchos cálculos que este programa realiza de forma rápida, el programa corrige cierta los cálculos de forma automática. Para que el programa realice los cálculos hay que proporcionarle la información mínima necesaria que generalmente es los datos de operación como flujos, temperaturas y presiones.

2.3.2 Herramientas de trabajo

Base de Datos:

HYSYS en su amplia base de datos contiene los siguientes:

- Más de 1500 componentes sólidos, líquidos y gaseosos.

- Las propiedades fisicoquímicas de las sustancias puras
- Parámetros de Interacción binaria para el cálculo del coeficiente de actividad.
- Electrolitos.

Base de Crudo:

- Contiene propiedades de muchos crudos a partir de datos experimentales.

Caracterización de Fracciones del Petróleo

- Correlaciones específicas para fracciones livianas y pesadas.
- Modelos de interconversion de curvas de destilación.

Operaciones Unitarias:

HYSYS posee una integración gráfica que permite modelar más de 40 diferentes operaciones unitarias:

- Acumuladores Flash
- Columnas de Destilación, azeotrópica
- Columnas de Extracción
- Reactores Continuos y Batch
- Compresores
- Turbinas
- Bombas
- Intercambiadores de Calor
- Separador

- Mezcladores
- Controladores
- Tuberías
- Válvulas de Bloqueo y Control

Hysys es una herramienta que proporciona una simulación de un sistema que se describe con anterioridad conociendo previamente todos los parámetros de diseño, ya que estos no son calculados por el simulador. Hysys puede emplearse como herramienta de diseño, probando varias configuraciones del sistema para optimizarlo, teniendo en cuenta que los resultados de una simulación no son siempre fiables y estos se deben analizar críticamente. Igualmente hay que tener en cuenta que los resultados dependen de la calidad de datos de entrada y la fuente de la misma.

2.3.3 Ventajas del Software

Entre las principales ventajas que nos brinda el programa, se puede encontrar

- Nos ayuda a examinar varias configuraciones de una planta.
- Disminuye el tiempo de diseño de una planta
- Nos permite mejorar el diseño de un planta
- Determina las condiciones optimas del proceso

Sin embargo no toda la información que nos da este programa es fiable, ya que dependen de la calidad de los datos que ingresemos al programa.

Una de las condiciones también que hay que tomar en cuenta es la selección del paquete fluido con que estamos trabajando, ya que no todos los paquetes pueden ser utilizados con los diferentes tipos de fluidos, los paquetes son específicos para algunos tipos de fluidos.

2.3.4 Utilidades

El programa nos permite:

- Utilizar Modelos Termodinámicos, Componentes y Propiedades Paquete Fluido Corrientes y Mezclas Propiedades de Mezclas.
- Simular Unidades de Proceso Corrientes: División, Mezcla y Fraccionamiento, Ciclo de Refrigeración, Separación de Fases, Separador de Tres Fases.
- Simular Procesos con Corrientes de Recirculación, Procesos con Reciclo, Compresión en tres etapas, Ajuste de Variables.
- Simular Reactores, utilizar reactores de Conversión, Relación no lineal entre variables Reactor de Mezcla Completa Reactor Flujo Pistón Reactor Catalítico Heterogéneo.
- Establecer balances de Materia y Calor.
- Simular Columnas de Destilación y Absorción, Columna de Destilación Simplificada, Columna Despojadora.

Ejemplos:

Nos permite simular procesos de destilación en columnas despojadoras de Agua Acida, Columna de Destilación Desbutanizadora, Columna de destilación de biodiesel, Separación de una Mezcla Propileno-Propano, Planta de Gas Natural Licuado y Planta de Producción de Etanol.

2.4 ANÁLISIS DE PROCESOS INDUSTRIALES

El análisis de procesos industriales se refiere a la aplicación de métodos científicos al reconocimiento y definición de problemas, así como al desarrollo de procedimientos para su solución. En una forma más concreta, esto quiere decir:

- (1) Especificación matemática del problema para la situación física dada,
- (2) Análisis detallado para obtener modelos matemáticos, y
- (3) Síntesis y presentación de resultados para asegurar la total comprensión del problema.

El proceso representa una serie real de operaciones o tratamiento de materiales, tal como es contrastado por el modelo, que representa una descripción matemática del proceso real.

El análisis de procesos industriales comprende un examen global del proceso, de otros procesos posibles, así como de sus aspectos económicos. Se hace resaltar el aspecto económico porque al efectuar una selección de distintos esquemas posibles, los costos constituyen un elemento tan importante que nunca se pueden ignorar. Si se ha de realizar una amplia selección, es preciso conocer los costos de cada proyecto y compararlo con los demás. De esta forma, se pueden estimar los beneficios de cada una de las alternativas con fines comparativos. La estimación de costos para distintos sistemas resulta vital, no solamente porque el ensayo de un nuevo sistema resulta muy costoso sino porque generalmente son numerosos los sistemas competitivos. Sin embargo, a pesar de la importancia de los factores económicos, tienen relevancia los aspectos fisicoquímicos, ingenieriles y matemáticos.

2.5 EMPRESA HEAVEN PETROLEUM OPERATORS S.A.

2.5.1 Reseña Histórica

El grupo HPO Corp. inicia sus operaciones en el territorio peruano con la inauguración de su primera Estación de Servicio denominada HERCO el 28 de junio de 1997 en Lurín y continúa su crecimiento desarrollando una cadena de Estaciones de Servicio propia en los distritos más céntricos de la capital como Lurín, La Victoria, Breña y Callao.

El siguiente gran paso cualitativo del holding es el inicio de operaciones de la Planta de Abastecimiento HERCO COMBUSTIBLES S.A. el 04 de marzo del año 2002. Asimismo, complementa este nuevo negocio y se constituye en mayorista de combustibles líquidos.

Es también en el año 2002 que HPO Corp. se constituye como Planta de Abastecimiento de Otros Productos Derivados de Hidrocarburos destinados al mercado químico peruano. Además, se constituye como mayorista de OPDH desarrollando su área comercial para una atención integral del mercado. Posteriormente en el año 2010 ante la necesidad de atender el mercado con productos de calidad óptima y marca desarrollada en envases menores, HPO Corp. desarrolla una alianza exclusiva con el Distribuidor Minorista Zenyatta, líder en el mercado.

HPO Corp. crea también el año 2002 una empresa de transportes GODTRANS PETROL dedicada a atender básicamente las necesidades de sus negocios con el objeto de poder tener un mejor manejo de los parámetros de las normas del sector y de competitividad de servicio que el mercado demanda. Luego amplía sus operaciones brindando servicios a otras empresas del sector O&G.

Posteriormente, el Directorio de HPO Corp. incursiona en el área de Planta Procesamiento de Biodiesel dando comienzo a las obras de construcción de la Planta el 01 de abril del año 2005, constituyéndose en la primera Planta de Biodiesel del Perú con una Capacidad de Producción 120,000 galones por día de B100 (2,857 BB/día).

A mediados del año 2011 HPO Corp. incursiona exitosamente en el negocio de Plantas de Abastecimiento de Combustible de aviación inaugurando su primera Planta en Nazca, departamento de Ica. A esta Planta se suma la el aeropuerto Internacional Padre Aldamiz en Puerto Maldonado. HPO Corp. viene desarrollando una cartera de proyectos de Plantas de Aviación que espera incorporar en el corto plazo.

Finalmente, a principios del año 2014 HPO Corp. incursiona en el negocio del Gas Natural incorporando a su Mega Estación Herco Callao la venta de Gas Natural Vehicular de bajo y gran caudal. Asimismo, cuenta con una Planta de Compresión de Gas Natural (GNC) dentro de la misma Mega Estación Herco Callao, destinada al suministro de unidades de transporte de Gas Comprimido que abastecen Estaciones de Servicio de GNV Virtuales y Clientes Industriales.

HPO Corp. es consciente del rol fundamental que juega el Gas Natural dentro de la Matriz Energética del País y su desarrollo, por ello también tiene una cartera de Proyectos para implementar en el corto plazo.

La Empresa Heaven Petroleum Operators S.A., posee un Laboratorio de Procesos, que cuenta con las características necesarias que requiere el proceso de producción de biodiesel. Es por ello que para llevar a cabo la simulación consideramos las condiciones de los equipos ya existentes en el laboratorio.

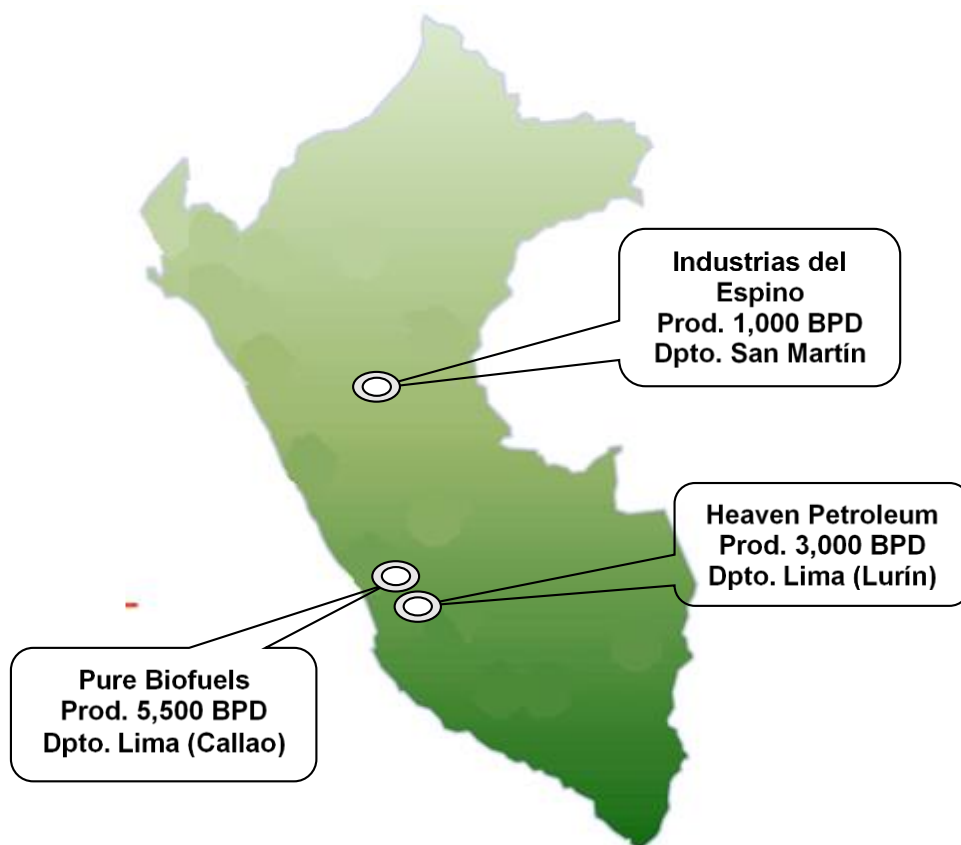


Figura N° 01: Empresas Productoras de Biodiesel en el Perú



Figura N° 02: Planta Industrial de Heaven Petroleum Operators S.A. en Lima (Lurin)

CAPÍTULO III

MATERIALES Y MÉTODOS

3.1 MATERIALES, EQUIPOS Y REACTIVOS USADOS PARA LA PRODUCCIÓN Y PURIFICACIÓN DE BIODIESEL.

3.1.1 Materiales

- Vasos de precipitados (100, 250,500 y 1000 mL.).
- Erlenmeyers (100, 250,500 y 1000 mL.).
- Embudo de decantación de 2000 mL.
- Condensador en espiral.
- Termómetro.
- Viscosímetro Cannon-Fenske 200.

3.1.2 Reactivos

- Aceite de soya.
- Alcohol etílico al 99,5%.
- Hidróxido de sodio.

3.1.3 Equipos

- Reactor batch de 10L de volumen (cinética).
- Reactor batch de 500L de volumen (producción).
- Roto-evaporador *Fisatom*.
- Agitador mecánico.

- Cromatógrafo *Waters*.
- Destilador molecular centrífugo (purificación).
- Baño termostático *Quimis*.
- Placa de calentamiento *Fisatom*.
- Balanza analítica *Sartorius*.

3.2 METODOLOGÍA

Con el propósito de realizar el diseño conceptual de una planta productora de biodiésel, en primer lugar se creó el aceite de *J. curcas* en el simulador de acuerdo con las composiciones de ácidos grasos empleadas por Castillo et al. [17] y la concentración de ácidos grasos libres presentes en el aceite de *J. curcas* reportados por Berchmans e Hirata [7] (Tabla 1).

Tabla 1. Composición de ácidos grasos y FFA del aceite crudo de soya

Aceite	Palmítico	Estearico	Linoleico	Oleico	Linolénico
% en masa	15,47	7,37	34,38	42,23	0,56
FFA (%p)	2,4	0,2	6,9	5,4	-

Fuente: Adaptado de Castillo *et al.* (2011) y Berchmans e Hirata, (2008).

En este caso, los triglicéridos que hacen parte del aceite fueron creados en el simulador mediante la herramienta HYSIS, debido a que este no contenía información para los mismos, por lo cual se necesitó conocer algunas de sus propiedades tales como: el punto normal de ebullición, peso molecular, densidad, propiedades críticas (temperatura, presión y volumen) y el factor acéntrico, asimismo se estableció el tipo de componente con el cual se trabajó (hidrocarburo, ácido carboxílico, ésteres, etc.).

Los valores de las propiedades críticas de los triglicéridos, se obtuvieron de las investigaciones reportadas por Aca-Aca *et al.* [18], en la cual se

empleó el método de contribución de grupos de Constantinou-Gani [19]. En el caso de la densidad de los triglicéridos, los valores fueron obtenidos a partir de bases de datos de sustancias químicas, y la masa molecular de los mismos fue calculada de acuerdo con su fórmula molecular. Por lo anterior, los valores del punto normal de ebullición y de factor acéntrico fueron estimados y son presentados en la Tabla 2.

Tabla 2. Triglicéridos del aceite de soya creados en HYSYS®.

Nombre	NBP* (°C)	MW	ρ (kg/m ³)	ω^*	Propiedades críticas		
					Tc (°C)	Pc (kPa)	Vc (m ³ /kmol)
Tripalmitina	622,55	807,34	920,0	2,0275	650,25	370,0	2,9479
Triestearina	643,69	891,48	910,0	2,0112	672,05	330,0	3,2825
Trioleina	641,75	885,43	910,0	2,0118	670,05	320,0	3,2510
Trilinoleina	639,91	879,38	930,0	2,0311	668,15	320,0	3,2196

Fuente: Los autores. *Estimados por el simulador. Propiedades críticas tomadas de Aca-Aca *et al.* (2009); MW y ρ obtenido de bases de datos de sustancias químicas.

NBP: punto de ebullición normal; MW: masa molecular; ρ : densidad; ω : factor acéntrico.

Una vez definidos los componentes del aceite, se seleccionó el modelo termodinámico *Non-Ramdon Two Liquids* (NRTL) debido a que en estudios reportados presenta buenos resultados en las simulaciones de producción de biodiésel [16,20].

Para la validación de las propiedades, la densidad y viscosidad cinemática del aceite fueron obtenidas por medio de la simulación, mientras que el valor de saponificación (SV) y el poder calorífico superior (HHV expresados en mg KOH/g y MJ/ kg, respectivamente, fueron determinados por correlaciones de estimación de propiedades, las cuales se emplearon por presentar errores bajos y por ser aplicables a un amplio rango de aceites (maíz, soya, palma, girasol, *J. curcas*, entre otras). En la Ecuación 1, se tiene en cuenta el porcentaje de ácidos grasos presentes en el aceite (*P*: palmítico, *S*: esteárico, *O*: oléico, *L*: linoléico y *LL*: linolénico) [1] y en la Ecuación 2 la viscosidad cinemática (*VS*) en centistokes y a una temperatura de 311K [21]. Estos datos fueron comparados con los experimentales reportados en la literatura a fin de verificar la correspondencia del aceite simulado con el real.

$$SV = 268 - (0,418 \times P) - (1,30 \times S) - (0,695 \times O) - (0,77 \times L) - (0,847 \times LL) \quad (1)$$

$$HHV = 0,0317 (VS) + 38,053 \quad (2)$$

Se estableció como base de cálculo un ingreso de 5500kg/h de aceite de soya para llevar a cabo la simulación del proceso de producción de biodiésel teniendo en cuenta que es posible obtener altas tasas de este aceite en la región Lima Provincias [22]. Además, este valor fue establecido para obtener una cantidad acorde a las tasas de producción de las plantas de biodiésel actualmente en operación en Perú [23].

En la simulación, la etapa de esterificación se especificó metanol como alcohol, en relación másica con el aceite de 0,60 y ácido sulfúrico como catalizador en una concentración de 1%p [7]. De acuerdo con las condiciones dadas en la literatura se fijó una conversión de 98% de FFA a metilésteres, a 60°C [7] y 400kPa [14].

En la Tabla 3 se presentan las condiciones de operación empleadas en las diferentes etapas del proceso.

Tabla 3. Condiciones de operación en las etapas del proceso de producción de biodiésel.

	Esterificación	Transesterificación	Separación	Purificación
Aceite (kg/h)	5500	-	-	-
Agua (kg/h)	-	-	7000	-
Alcohol	Metanol – relación másica 0,60 ⁱ	Metanol – relación molar 6:1 ⁱⁱ	-	-
Catalizador	H ₂ SO ₄ – concentración 1%p ⁱ	NaOH – 1% de aceite ⁱⁱ	-	-
Conversión (%)	98	99	-	-
Presión (kPa)	400 ⁱⁱⁱ	400 ⁱⁱⁱ	120 ^{iv}	101,3
Temperatura (°C)	60 ⁱ	65 ⁱⁱ	35 ^{iv}	124

Fuente: Adaptado de: ⁱ[7]; ⁱⁱ[8]; ⁱⁱⁱ[14]; ^{iv}[15].

En la Figura 1, se presenta un diagrama de bloques del proceso de producción de biodiésel a partir de aceites mediante la reacción de transesterificación.

La etapa de esterificación se llevó a cabo con el propósito de disminuir el

porcentaje de ácidos grasos libres presentes en el aceite, y que se encontrara dentro del límite permitido (1%) para llevar a cabo la transesterificación [17]. El aceite esterificado fue llevado hasta una etapa de purificación (decantación) en la que se buscó separarlo del agua, del metanol y el catalizador; realizando la respectiva recuperación de alcohol sin reaccionar mediante una torre de destilación.

En la etapa de transesterificación también fue seleccionado metanol en una relación molar 6:1 alcohol-aceite y 1%p de NaOH (masa de aceite) como catalizador alcalino, a una temperatura de 65°C [17] y estableciendo la conversión de la reacción en 99% de triglicéridos de acuerdo con el estudio reportado por Koh y Ghazi [8]. Por último, en las etapas de purificación del biodiésel se empleó una columna de extracción líquido-líquido usando agua como agente extractor para retirar glicerina, metanol y otras impurezas, así como una etapa de destilación instantánea para eliminar restos de agua y metanol que pudiera contener la corriente [15].

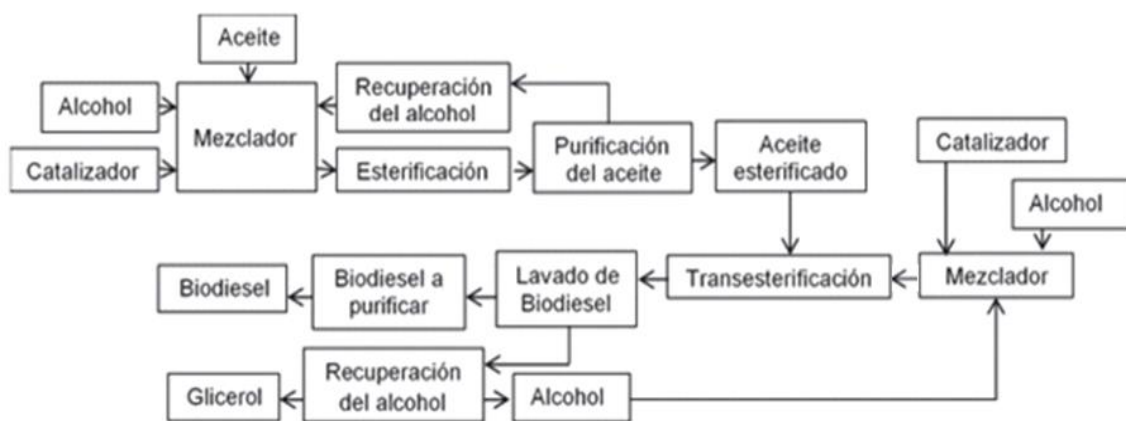


Figura 1. Etapas del proceso de producción de biodiésel.

Por otro lado, para el biodiésel, propiedades como la viscosidad cinemática y densidad, además de ser obtenidas mediante la simulación, fueron calculadas por ecuaciones para su estimación. Las Ecuaciones 3 y 4 reportadas por Ramírez- Verduzco et al. [12] se emplearon para

establecer la viscosidad cinemática a 40°C y densidad a 20°C, teniendo en cuenta las masas moleculares (M_i) y el grado de insaturación (N) de los metilésteres, para diversos aceites entre ellos los que se encuentran presente en el de soya.

$$\ln(\eta_i) = -12,503 + [2,496 \times \ln(M_i)] - (0,178 \times N) \quad (3)$$

$$\rho_i = 0,8463 + \frac{4,9}{M_i} + 0,018 \times N \quad (4)$$

El valor del poder calorífico superior (HHV), fue obtenido por la Ecuación 5 reportada por Demirbas [21], en la cual VS corresponde al valor de la viscosidad del biodiésel a una temperatura de 311K.

$$HHV = 0,4625(VS) + 39,450 \quad (5)$$

La estimación del número de cetano se realizó acorde con la correlación establecida por Wang et al. [9] en la Ecuación 6, teniendo en cuenta el grado de insaturación (DU) calculado mediante la Ecuación 7, el cual es definido a partir de la cantidad de ácidos grasos monosaturados y poliinsaturados presentes en el aceite vegetal (Cn), así como por la correlación reportada por Ramírez-Verduzco et al. [12] (Ecuación 8) teniendo en cuenta la masa molecular (M_i) y grado de insaturación (N) de los metilésteres presentes en el biodiésel. Estas ecuaciones son aplicables a cualquier biodiésel que se encuentre entre los que se hayan usado para determinar las correlaciones, además los parámetros usados son propiedades características de las moléculas.

$$CN = -0,1209(DU) + 62,0958 \quad (6)$$

$$DU = (\text{monoinsaturados Cn:1\%}) + 2 \times (\text{poliinsaturados Cn:2\%}) + 3 \times (\text{poliinsaturados Cn:3\%}) + 4 \times (\text{poliinsaturados Cn:4\%}) \quad (7)$$

$$\phi_i = -7,8 + (0,302 \times M_i) - (20 \times N) \quad (8)$$

Finalmente, se llevó a cabo un análisis comparativo entre las propiedades calculadas teóricamente y las experimentales reportadas, calculando las desviaciones entre éstos. Dichas propiedades fueron comparadas para el aceite de J. curcas con biodiesel obtenido de aceites vegetales tradicionales.

CAPITULO IV

PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

Las etapas del proceso de producción de biodiesel que se muestran en la figura de la página siguiente son:

- Mezclado
- Reacción (transesterificación).
- Recuperación de metanol.
- Lavado.
- Purificación de biodiesel (FAME).
- Purificación de glicerol.

DIAGRAMA DE FLUJO DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

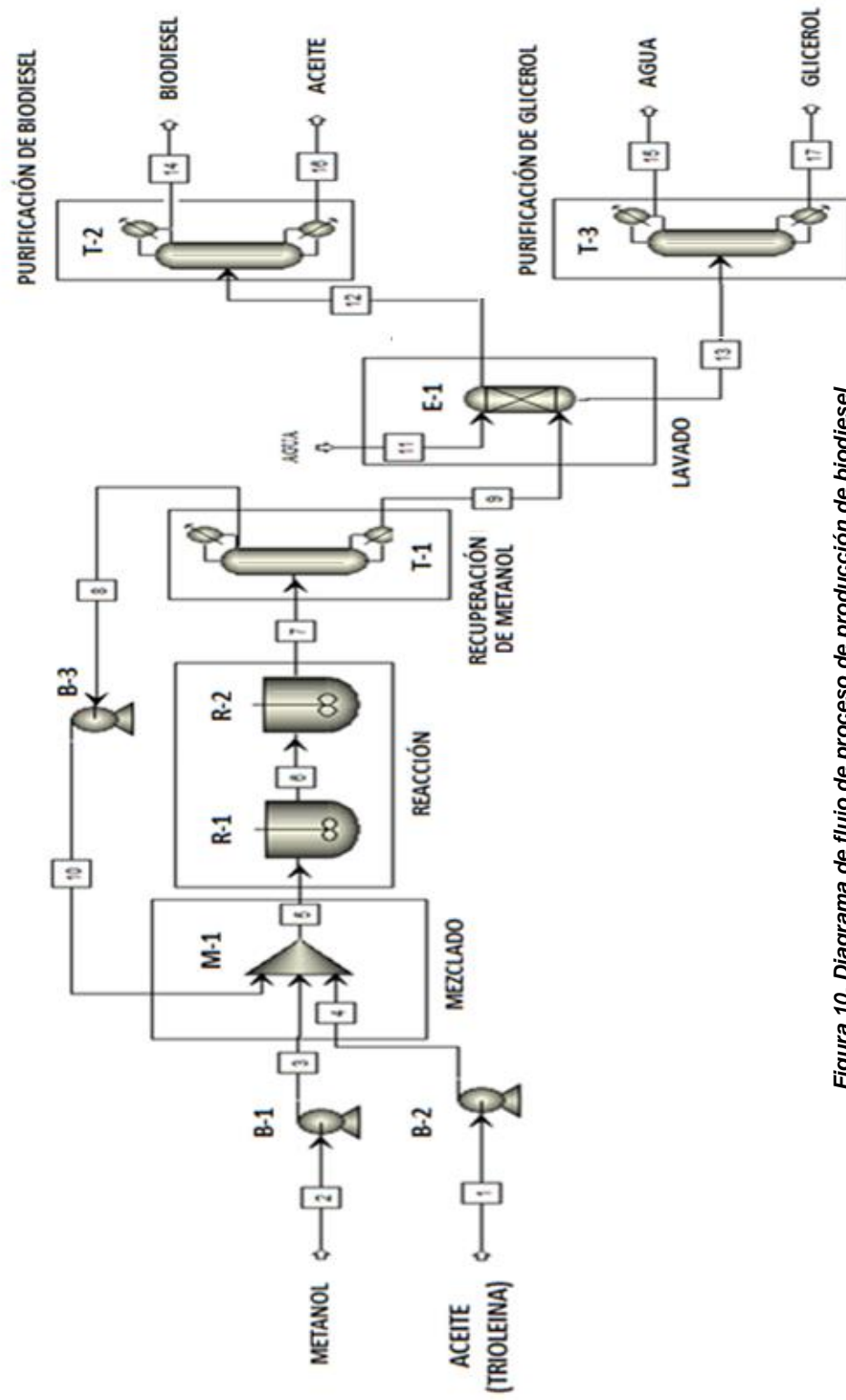


Figura 10. Diagrama de flujo de proceso de producción de biodiesel

4.1.1 Descripción del diagrama de flujo de proceso

El proceso comienza con la alimentación de aceite vegetal y metanol, los cuales se mezclan en el mezclador M-1 junto con la recirculación de metanol que proviene de la columna T-1.

La mezcla se alimenta al reactor R-1, el cual opera a una presión cercana a la atmosférica y una temperatura normalmente por debajo del punto de ebullición del metanol (aproximadamente 61 °C en el Distrito Federal, esto es a 585 mmHg). En este reactor se logran conversiones de aceite vegetal en ésteres cercanas al 80 %.

Para lograr una mayor conversión del aceite vegetal, y a la vez un mayor rendimiento de biodiesel, el producto de R-1 se alimenta a un segundo reactor, que opera a condiciones similares al reactor anterior. La conversión alcanzada en este reactor es cercana a 91%.

La corriente de salida de R-2 es una mezcla formada por biodiesel (mezcla de ésteres), glicerol, metanol y los glicéridos que no se convirtieron. El catalizador también se encuentra disuelto en la mezcla.

Por razones económicas es importante recuperar el metanol en exceso. Esto se lleva a cabo en la columna de destilación T-1. El destilado de esta columna consiste en una mezcla rica en metanol.

El producto de fondo de T-1, que contiene biodiesel, glicerol, triglicéridos, diglicéridos, monoglicéridos y catalizador se envía a una columna de extracción E-1, en el cual por medio de un lavado con agua se separa una fase rica en FAME de otra corriente rica en glicerol.

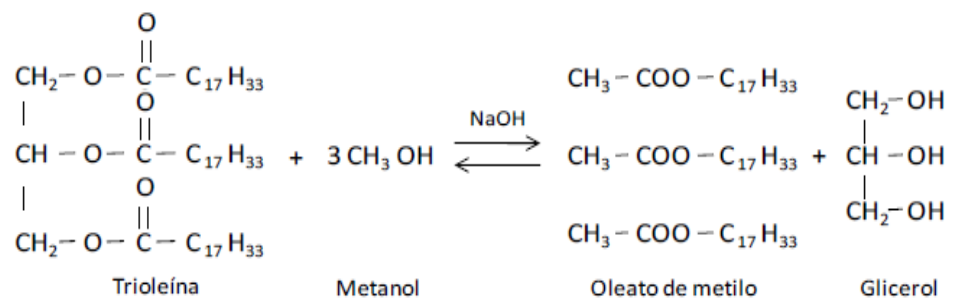
La fase rica en FAME se envía a una columna de destilación T-2. Con la cual se recupera biodiesel con una alta pureza, cercana al 98% peso. El residuo de esta columna es una mezcla de triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos (aceite). La mezcla de glicéridos se puede reutilizar como carga al proceso.

La corriente rica en glicerol se envía a la columna de destilación T-3, con la cual se separa el glicerol del agua. El agua recuperada puede neutralizarse y utilizarse nuevamente como agua de lavado en el extractor.

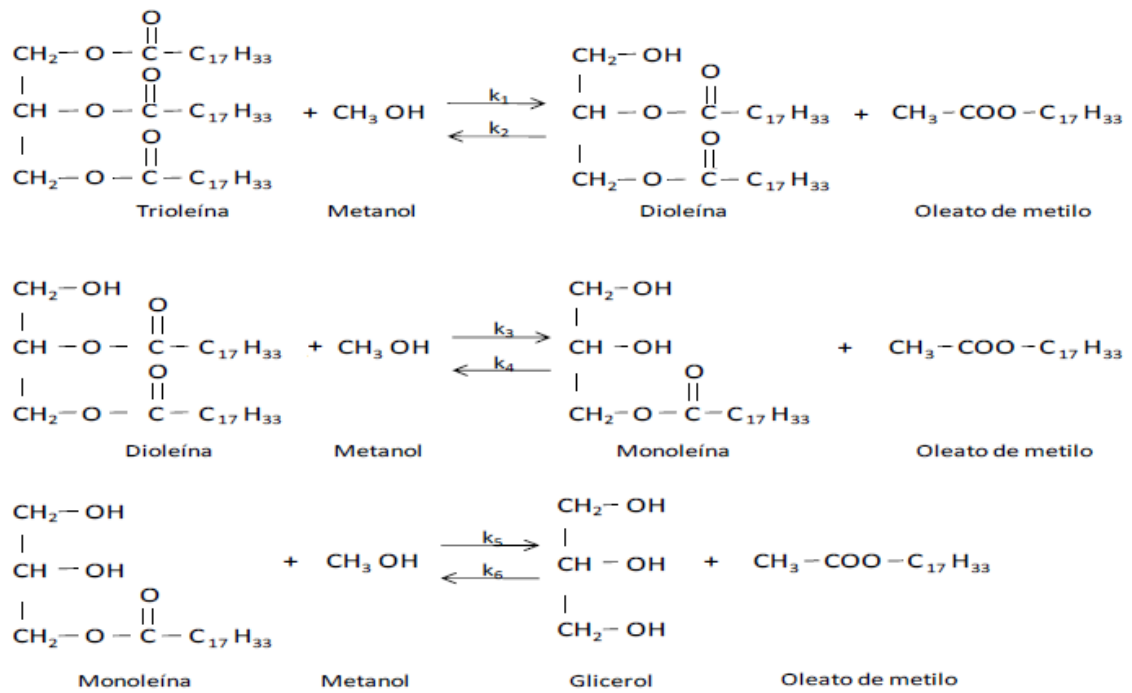
4.1.2 Química del proceso

Como anteriormente se explicó en la Sección 1.6, el biodiesel se puede obtener por medio de la transesterificación de aceite vegetal con metanol en presencia de catalizador alcalino.

La reacción global de transesterificación usando trioleína y metanol para producir oleato de metilo y glicerol es la siguiente:



Esta reacción se lleva a cabo realmente en forma secuencial por medio de los pasos siguientes:



Inicialmente un mol de trioleína reacciona con metanol en presencia de un catalizador alcalino (NaOH), produciendo un mol de dioleína y un mol de oleato de metilo. Como la reacción es reversible la dioleína en presencia de metanol en exceso produce monoleína y una segunda mol de oleato de metilo. Finalmente la monoleína con metanol reaccionan para producir un mol de glicerol y una tercera mol de oleato de metilo. Estas tres reacciones son las que se consideran para la obtención del modelo cinético.

4.1.3 Cinética del proceso

Para la simulación la cinética de la reacción de transesterificación de aceite de soya se basa en el modelo cinético obtenido previamente por Nouredini y Zhu^[50]. El valor de los parámetros cinéticos se muestra en la Tabla 11. Los valores de las constantes de reacción (k) se obtuvieron a una temperatura de 60 °C usando como catalizador NaOH en concentración de 1.0%

peso con respecto al peso de aceite alimentado. El alcohol utilizado fue metanol con una relación molar 6:1 mol/mol de aceite.

Las ecuaciones para la velocidad de reacción son las siguientes:

$$\frac{dC_{\text{Triglicérido}}}{dt} = -(k_1C)[T][A] + (k_2C)[E][D] \quad (1)$$

$$\frac{dC_{\text{Diglicérido}}}{dt} = (k_1C)[T][A] - (k_2C)[E][D] - (k_3C)[D][A] + (k_4C)[E][M] \quad (2)$$

$$\frac{dC_{\text{Monoglicérido}}}{dt} = (k_3C)[D][A] - (k_4C)[E][M] - (k_5C)[M][A] + (k_6C)[E][G] \quad (3)$$

$$\frac{dC_{\text{Ester}}}{dt} = (k_1C)[T][A] - (k_2C)[E][D] + (k_3C)[D][A] - (k_4C)[E][M] + (k_5C)[M][A] + (k_6C)[E][G] \quad (4)$$

$$\frac{dC_{\text{Metanol}}}{dt} = -(k_1C)[T][A] + (k_2C)[E][D] - (k_3C)[D][A] + (k_4C)[E][M] - (k_5C)[M][A] + (k_6C)[E][G] \quad (5)$$

Tabla 11. Energías de activación y constantes de velocidad de reacción de aceite de soya a 60 °C.

Constantes [L/mol.min]		Energía de activación [cal/mol K]	
Primera reacción			
k_1	0.050	E_1	13,145
k_2	0.110	E_2	9,932
Segunda reacción			
k_3	0.215	E_3	19,860
k_4	1.228	E_4	14,639
Tercera reacción			
k_5	0.242	E_5	6,241
k_6	0.007	E_6	9,588

4.1.4 Estimación de propiedades termodinámicas

El simulador HYSYS™ tiene incorporados métodos comunes como: Van Laar, Margules, Wohl, Redlich and Kister, Scatchard and Hamer, Bonham, Black, Wilson, NRTL, ASOG, UNIQUAC y UNIFAC. Los últimos cinco métodos son los más difíciles de

utilizar; pero los resultados obtenidos son más precisos en la obtención de datos termodinámicos de los componentes. Sin embargo, no todos los datos termodinámicos necesarios para este trabajo son incluidos.

El aceite de soya consiste en 22-31% de ácido oleico y 49-53% de ácido linoleico junto con el ácido mirístico y ácido palmítico, cada uno que van desde 2 hasta 10%^{[51],[52]}. Aunque la mayoría de los triglicéridos en el aceite de soya se componen de ácido oleico y linoleico; sólo el ácido trioleico (trioleína $C_{57}H_{104}O_6$) forma parte de la base de datos termodinámicos disponibles en el software de simulación HYSYS™. El ácido trioleico es una molécula de triglicéridos que se compone de tres cadenas de ácido oleico. Además la trioleína es el compuesto más abundante en aceites de canola, soya y jatropha. Por ello en la simulación el aceite de soya se representa por trioleína.

Para poder especificar los compuestos: trioleína, dioleína y monoleína, es necesario elaborar sus estructuras empleando el software CHEM OFFICE. Estas estructuras se guardan con la extensión *.mol y posteriormente se importan a HYSYS™.

Una vez incluidas las moléculas en el simulador, sus propiedades termodinámicas se estiman con el método de UNIFAC, que es un método de contribución de grupos.

El modelo UNIFAC (Universal Functional Activity Coefficient) proporciona los mejores resultados en la predicción del equilibrio Líquido-Vapor para sistemas no ideales y no electrolíticos. Como método de referencia se utilizó el método NRTL.

4.1.5 Lista de equipos

La Empresa Haven Petroleum S.A.C. posee un Laboratorio de Procesos, que cuenta con las características necesarias que

requiere el proceso de producción de biodiesel. Es por ello que para llevar a cabo la simulación consideramos las condiciones de los equipos ya existentes en el laboratorio.

Tabla 12. Lista de equipos.

Cantidad	Nomenclatura	Equipo	Características
2	R-1 R-2	Reactor CSTR	Acero inoxidable con camisa de vapor. Capacidad de 60 litros.
1	T-1	Torre de rectificación	Altura de 4.10 metros. Diámetro de 0.22 metros. Número de platos 17. Distancia entre platos de 0.152 metros. Relación de reflujo mín. calculada= 2.56 Acero inoxidable. Dos bombas centrifugas.
1	T-2 T-3	Torre de rectificación	Altura de 3.95 metros. Diámetro de 0.22 metros. Número de platos 11. Distancia entre platos de 0.152 metros. Relación de reflujo mín. calculada de 2.0 Acero inoxidable. Dos bombas centrifugas.
3	B-1 B-2 B-3	Bombas Centrifugas	Eficiencia de 80 %

4.2 DATOS PARA LA SIMULACIÓN DEL PROCESO

Es importante resaltar que durante toda la explicación referente a la simulación de dicho proceso se referirá a FAME por sus siglas en inglés

Fatty Acid Methyl Éster o con sinónimos como “metil éster”, “éster”; en los respectivos balances de materia el FAME está representado por la corriente de éster.

4.2.1 Alimentación.

El diagrama que representa la sección de mezclado se muestra a continuación:

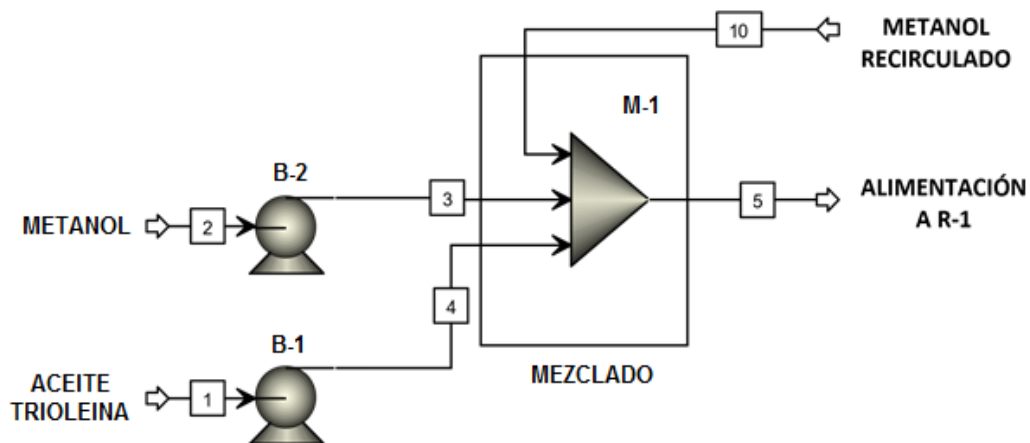


Figura 11. Sección de mezclado.

En ésta etapa el metanol y aceite vegetal se alimentan en una relación molar estequiométrica (3:1, respectivamente). La corriente 10 de recirculación provee un exceso de metanol necesario para mantener el equilibrio termodinámico hacia productos.

Experimentalmente se ha observado que la conversión de aceite en biodiesel con un catalizador alcalino se lleva a cabo en un periodo desde 30 minutos hasta 2 horas, a temperaturas cercanas a 60 °C. Por ello, en este trabajo se consideran tiempos de residencia en el reactor CSTR de 30 minutos a 2 horas. Como los reactores disponibles son de una capacidad de 60 litros, el intervalo estudiado del flujo de corriente de alimentación fue de

0.4 a 1.6 L/min, considerando una capacidad al 80% de volumen del reactor.

Tabla 13. Datos de alimentación.

Compuestos	Corriente 1	Corriente 2
Temperatura	25 °C	25 °C
Presión	1 atmósfera	1 atmósfera

4.2.2 Sección de reacción.

La etapa de reacción está constituida por dos reactores CSTR como se muestra a continuación:

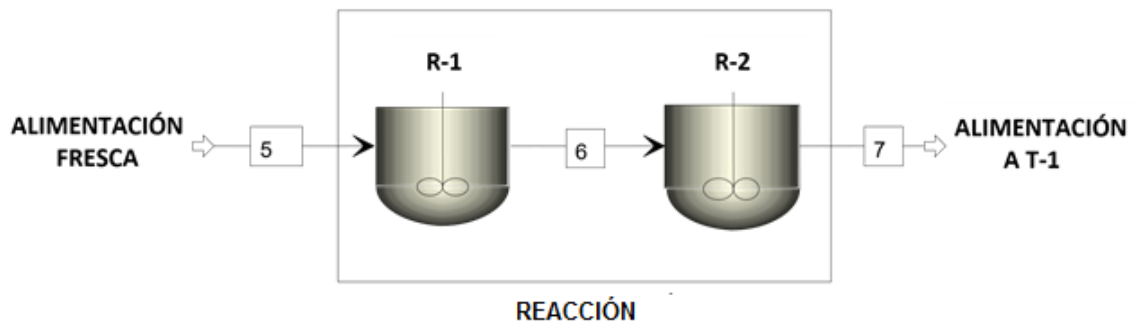


Figura 12. Sección de reacción.

Los datos para los reactores son:

Tabla 14. Datos especificados para los reactores.

Equipo	Reactor 1	Reactor 1
Presión	1 atmósfera	1 atmósfera
Temperatura	60 °C	60 °C
Fases de reacción	vapor-líquido	vapor-líquido
Espacio-tiempo	30-120 minutos	30-120 minutos

Además se ingresan las respectivas reacciones y las constantes de velocidad de reacción antes mencionadas.

4.2.3 Recuperación de metanol.

El exceso de metanol se recupera y recircula a la sección de reacción, aprovechando que la volatilidad del metanol es mayor que la de los demás componentes. El punto de ebullición del metanol es 65°C a 1 atmósfera de presión, mismo que está por debajo del punto de ebullición del Oleato de metilo (aproximadamente 320 °C a 1 atmósfera de presión) y del glicerol (300 °C a 1 atmósfera de presión).

En la Figura 13 se observa la sección de recuperación de metanol y las corrientes que involucra:

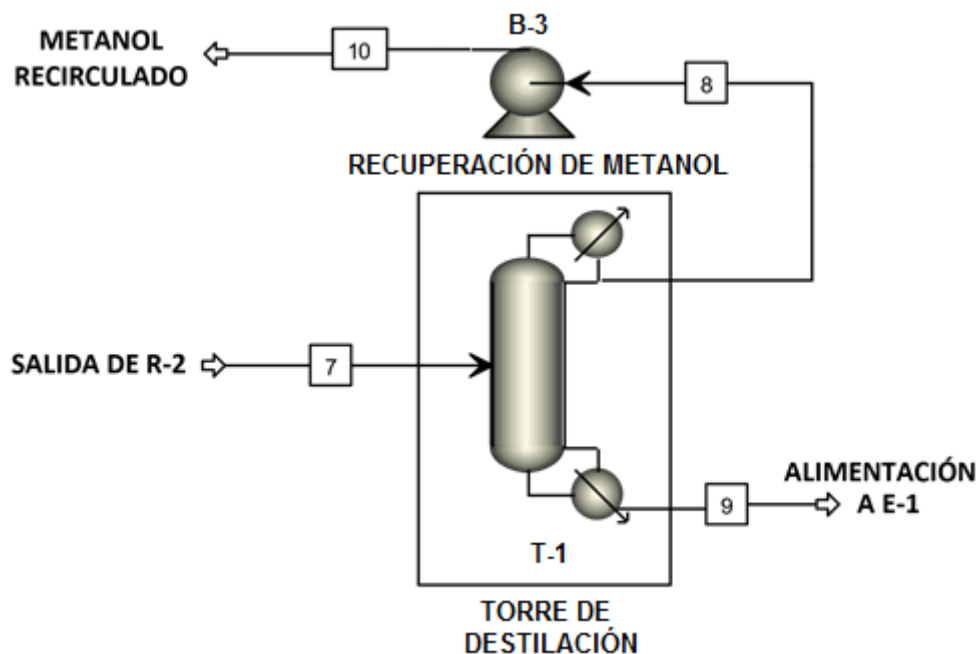


Figura 13. Sección de recuperación de metanol.

En la Tabla 15 se presentan las especificaciones básicas para la Torre 1:

Tabla 15. Datos especificados para T-1.

Datos	
Tipo de cálculos	Equilibrio
Número de etapas reales	19
Condensador	Total
Reboiler	Kettle
Fase	Vapor-Líquido
Etapas de alimentación	7
Presión	1 atmósfera

4.2.4 Sección de lavado.

El propósito de esta etapa es la separación de biodiesel del glicerol utilizando una extracción líquida por contacto en contracorriente con agua, aprovechando que el biodiesel es inmisible en agua. Esta sección se representa con un extractor como se muestra en la Figura 14.

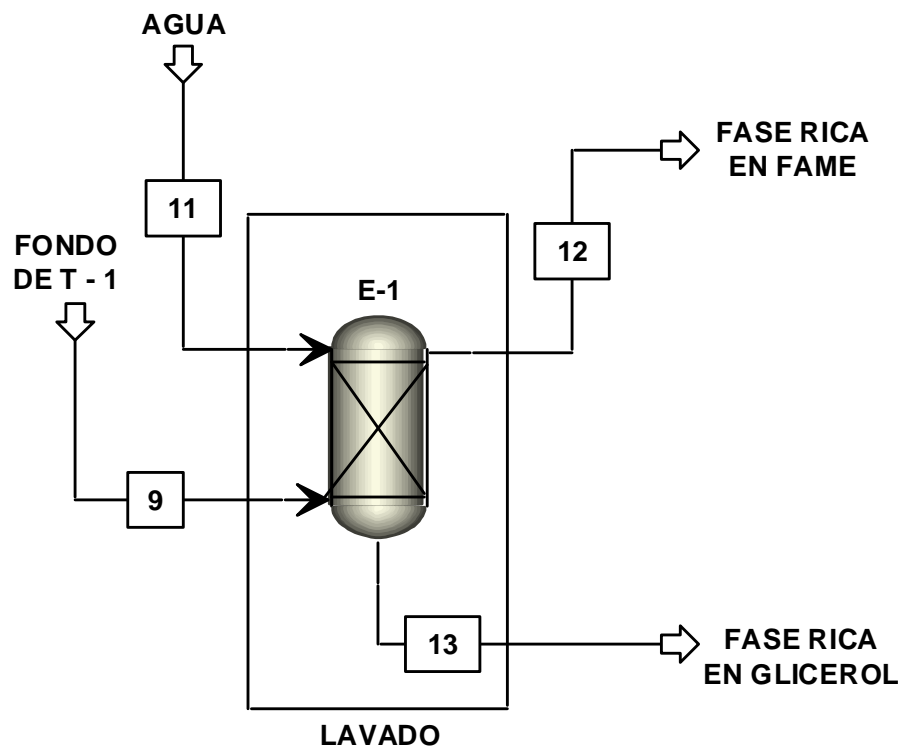


Figura 14. Sección de lavado (extracción).

Los datos especificados para el extractor son los siguientes:

Tabla 16. Especificaciones del extractor.

Característica	Cantidad
Número de platos	8
Presión	1 atmósfera

Para el agua que es empleada como líquido extractor la única especificación inicial es una temperatura de 25 °C.

4.2.5 Purificación de biodiesel.

Las normas ASTM D975^[38, 40] requieren purificación del biodiesel por encima de 96,5% en peso; es por esto que se busca obtener un producto con una calidad que permita colocarlo dentro del intervalo de especificaciones establecidas.

Mediante el proceso de destilación se purifica el biodiesel, ver Figura 15.

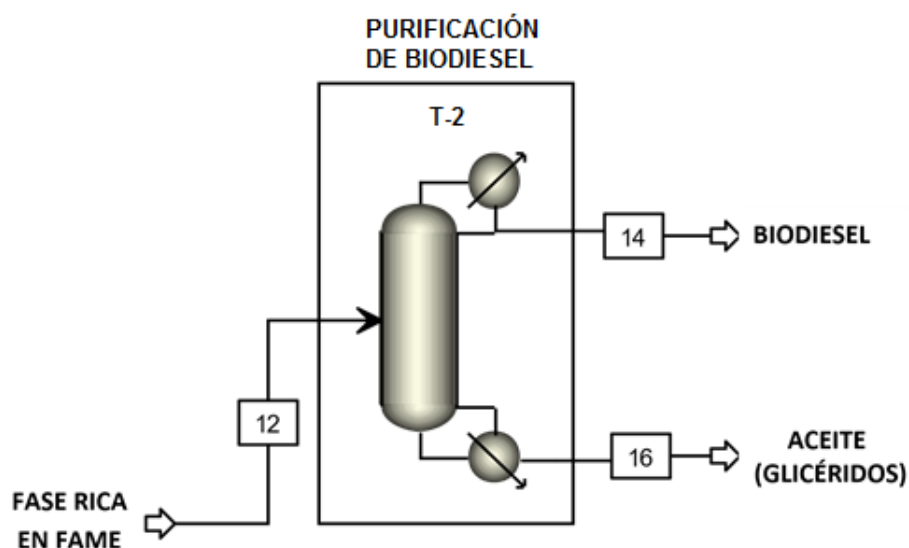


Figura 15. Sección de purificación de biodiesel

Los datos para la sección de purificación de biodiesel se reportan en la Tabla 17.

Tabla 17. Datos especificados para T-2.

Datos	
Tipo de cálculos	Equilibrio
Número de etapas reales	13
Condensador	Total
Reboiler	Kettle
Fase	Vapor-Líquido
Etapas de alimentación	7
Presión	1 atmósfera

4.2.6 Purificación de glicerol.

El glicerol se genera en cantidades significativas como sub-producto del proceso de fabricación de biodiesel (10% aproximadamente de la producción de biodiesel).

Los estándares ASTM establecen que la purificación del glicerol tiene que ser superior al 90% en peso para vender glicerol como un producto refinado. La etapa de purificación de glicerol se muestra en la Figura 16.

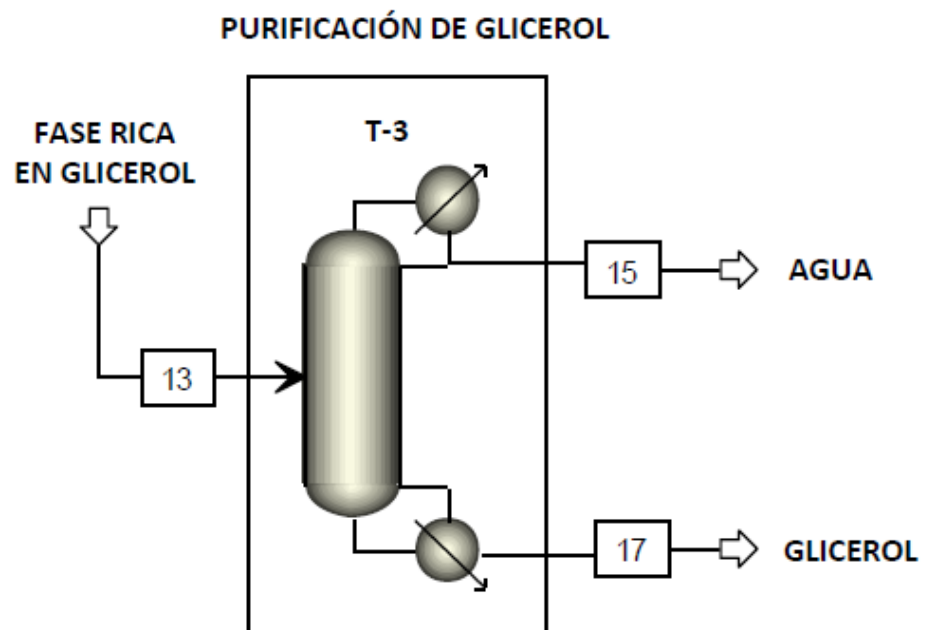


Figura 16. Sección de purificación de glicerol.

Para llevar a cabo la simulación es indispensable realizar las siguientes especificaciones:

Tabla 18. Datos especificados para T-3.

Datos	
Tipo de cálculos	Equilibrio
Número de etapas reales	13
Condensador	Total
Reboiler	Kettle
Fase	Vapor-Líquido
Etapas de alimentación	7
Presión	1 atmósfera

CAPÍTULO V

RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

Los resultados que a continuación se muestran representan los valores óptimos de las diferentes variables (flujo de alimentación, relaciones de reflujo mínimo, grados de pureza de biodiesel, glicerol y metanol), que se han obtenido con el objetivo de conseguir un producto de alta calidad a un menor costo. Primero se muestran los resultados de las diferentes corrientes y posteriormente los resultados de los equipos.

5.1 CORRIENTES

La Tabla siguiente muestra los resultados de las corrientes de la simulación partiendo de las alimentaciones frescas de trioleína de 35.4179 kg/hr y de metanol de 3.8450 kg/hr (alimentaciones molares estequiométricas de 0.04 kmol/hr de trioleína y 0.12 kmol/hr de metanol). Con una producción posterior en la etapa de reacción de 34.2633 kg/hr de éster y 3.4972 kg/hr de glicerol. Además de mostrar las propiedades de presión y temperatura de cada corriente.

Tabla 19. Flujos máxicos de las corrientes de proceso.

Compuestos Corrientes	Corriente 1 (kg/hr)	Corriente 2 (kg/hr)	Corriente 3 (kg/hr)	Corriente 4 (kg/hr)	Corriente 5 (kg/hr)	Corriente 6 (kg/hr)	Corriente 7 (kg/hr)	Corriente 8 (kg/hr)
Trioleína (C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆)	17,7090	0,0	0,0	17,7090	17,7090	1,7031	0,3535	0,0
Diroleína (C ₃₉ H ₇₂ O ₅)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,5689	0,2533	0,0
Monoleína (C ₂₁ H ₄₀ O ₄)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,1391	0,0734	0,0
Ester (C ₁₉ H ₃₂ O ₂)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	15,4198	17,1317	0,0
Glicerol (C ₃ H ₈ O ₃)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,5445	1,7486	0,0
Metanol (CH ₃ OH)	0,0	1,9225	1,9225	0,0	7,6901	6,0237	5,8386	5,7675
Agua (H ₂ O)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Total	17,7090	1,9225	1,9225	17,7090	25,3991	25,3991	25,3991	5,7675
Presión (atm)	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
Temperatura (°C)	25	25	25	25	34,3	69	60	63,58

Compuestos Corrientes	Corriente 9 (kg/hr)	Corriente 10 (kg/hr)	Corriente 11 (kg/hr)	Corriente 12 (kg/hr)	Corriente 13 (kg/hr)	Corriente 14 (kg/hr)	Corriente 15 (kg/hr)	Corriente 16 (kg/hr)	Corriente 17 (kg/hr)
Trioleína (C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆)	0,3535	0,0	0,0	0,3535	0,0	0,0	0,0	0,3535	0,0
Dioleína (C ₃₉ H ₇₂ O ₅)	0,2533	0,0	0,0	0,2533	0,0	0,5689	0,2533	0,2533	0,0
Monoleína (C ₂₁ H ₄₀ O ₄)	0,0734	0,0	0,0	0,0734	0,0	0,1391	0,0734	0,0733	0,0
Ester (C ₁₉ H ₃₂ O ₂)	17,1317	0,0	0,0	17,1317	0,0	15,4198	17,1317	0,6691	0,0
Glicerol (C ₃ H ₈ O ₃)	1,7486	0,0	0,0	0,0	0,0	1,5445	1,7486	0,0	1,7486
Metanol (CH ₃ OH)	0,0711	5,7676	0,0	0,0	7,6901	6,0237	5,8386	0,0	0,0281
Agua (H ₂ O)	0,0	0,0	6,0000	0,0806	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0162
Total	19,6315	5,7676	6,0000	17,8923	7,7392	16,5432	5,9461	1,3491	1,7929
Presión (atm)	0,98	0,98	0,98	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9
Temperatura (°C)	185,01	63,58	25	83,57	187,05	94,77	89,18	255,98	197,14

5.2 EQUIPOS

5.2.1 Bomba de alimentación de aceite.

Tabla 20. Resultados de B-1.

Variable	Cantidad	Unidades
Energía	2.1	Kw
Flujo volumétrico	2.23	L/min
ΔP	0.013076	atmósferas
NPSH	10.92	metros

5.2.2 Bomba de alimentación de metanol.

Tabla 21. Resultados de B-2.

Variable	Cantidad	Unidades
Energía	3.2	Kw
Flujo volumétrico	0.88	L/min
ΔP	0.013076	Atmósferas
NPSH	9.17	metros

5.2.3 Bomba de recirculación de metanol.

Tabla 22. Resultados de B-3.

Variable	Cantidad	Unidades
Energía	2.5	Kw
Flujo volumétrico	1.88	L/min
ΔP	0.03669	Atmósferas
NPSH	11.17	metros

5.2.4 Sección de reacción.

Tabla 23. Resultados de R-1.

Variable	Cantidad	Unidades
Temperatura	60	°C
Calor requerido	198.9519	cal/seg
Volumen	47.6747	L
Fase líquida	47.6747	L
Fase gaseosa	0.0	L
Tiempo de residencia	0.75	hr

Tabla 24. Resultados de R-2.

Variable	Cantidad	Unidades
Temperatura	60	°C
Calor requerido	2.2027	cal/seg
Volumen	45.6634	L
Fase líquida	45.6634	L
Fase gaseosa	0.0	L
Tiempo de residencia	0.75	hr

5.2.5 Sección de recuperación de metanol.

Tabla 25. Perfil de temperaturas y flujos de vapor – líquido por etapa en T-1.

Etapa	Temperatura °C	Flujo Líquido kg/hr	Flujo Vapor kg/hr
1	63.5876	23.0703	0
2	63.5876	23.0703	34.6055
3	63.5876	23.0703	34.6055
4	63.5876	23.0703	34.6055
5	63.5877	23.0707	34.6055
6	63.5879	22.9534	34.6059
7	66.2077	74.7104	34.4885
8	66.2077	74.7102	35.4474
9	66.2077	74.7101	35.4473
10	66.2077	74.7099	35.4471
11	66.2076	74.7097	35.4470
12	66.2076	74.7096	35.4468
13	66.2076	74.7095	35.4467
14	66.2076	74.7094	35.4466
15	66.2076	74.7093	35.4465
16	66.2078	74.7102	35.4464
17	66.2551	74.4336	35.4472
18	81.0452	74.5985	35.1706
19	185.012	39.2630	35.3355

Tabla 26. Resultados del condensador de T-1.

Condensador		
Variable	Cantidad	Unidades
Temperatura	63.58	°C
Calor	-2523.33	cal/seg
Flujo de destilado	0.36	Kmol/hr
Reflujo	0.72	Kmol/hr
Relación de reflujo	2	-

Tabla 27. Resultados del reboiler de T-1.

Reboiler		
Variable	Cantidad	Unidades
Temperatura	185.01	°C
Calor	3249.39	cal/seg

5.2.6 Sección de lavado.

El perfil de temperatura en el extractor se muestra a continuación:

Tabla 28. Perfil de temperaturas de E-1.

Etapas	Temperatura °C
1	83.5792
2	120.6849
3	144.7817
4	160.7343
5	171.4432
6	178.7028
7	183.6480
8	187.0579

5.2.7 Sección de purificación de biodiesel.

Tabla 29. Resultados del condensador de T-2.

Condensador		
Variable	Cantidad	Unidades
Temperatura	94.77	°C
Calor	-7428.811	cal/seg
Flujo de destilado	0.12	Kmol/hr
Reflujo	0.24	Kmol/hr
Relación de reflujo	2	-

Tabla 30. Resultados del reboiler de T-2.

Reboiler		
Variable	Cantidad	Unidades
Temperatura	255.98	°C
Calor	7601.7481	cal/seg

5.2.8 Sección de purificación de glicerol.

Tabla 31. Resultados del condensador de T-3.

Condensador		
Variable	Cantidad	Unidades
Temperatura	89.18	°C
Calor	-491.3771	cal/seg
Flujo de destilado	0.66	Kmol/hr
Reflujo	0.12	Kmol/hr
Relación de reflujo	2	-

Tabla 32. Resultados del reboiler de T-3.

Reboiler		
Variable	Cantidad	Unidades
Temperatura	197.14	°C
Calor	95.8680	cal/seg

CAPÍTULO VI

DISCUSIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

6.1 ALIMENTACIÓN Y REACCIÓN

6.1.1 Flujo de carga al reactor.

Inicialmente se estudió el flujo de alimentación al proceso, mismos que fueron sometidos a un análisis limitado por la capacidad del reactor con el que se cuenta en la planta piloto; además, considerando la regla heurística que enuncia como sigue: “El volumen apropiado del líquido en un reactor CSTR, debe tener una altura igual a la longitud del diámetro del recipiente”^[53]. Por ello se considera un máximo volumen de llenado del 80%.

Los reactores usados en el presente trabajo tienen una altura de 0.50 metros y un diámetro interno de 0.40 metros. Lo cual representa un volumen de 62 litros.

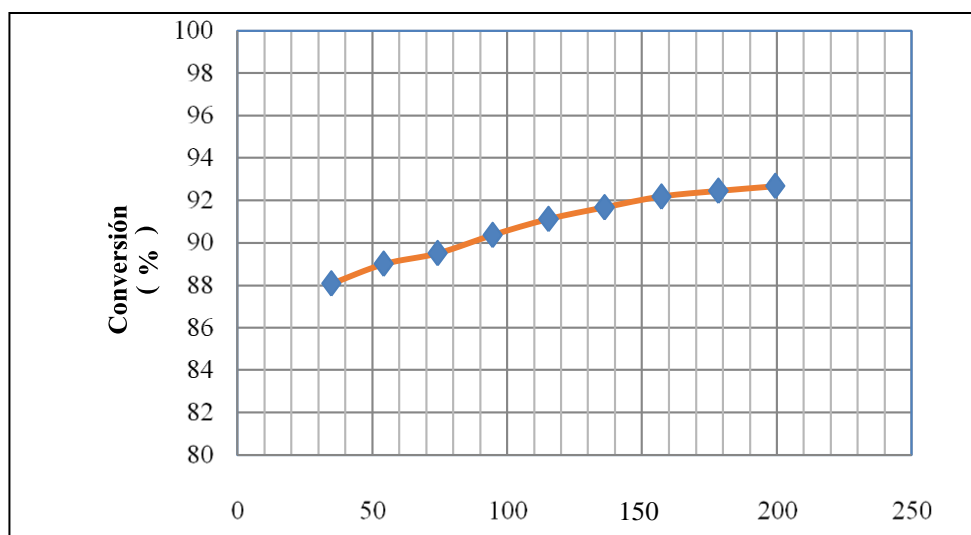
Este análisis se realizó haciendo modificaciones en las alimentaciones considerando una relación molar estequiométrica de 3:1 de alimentación fresca metanol/trioleína y un espacio tiempo de 0.75 horas. El intervalo estudiado del flujo de corriente de alimentación de trioleína fue de 0.01 a 0.07 kmol/hr.

En la Tabla 33 podemos observar las variaciones de la conversión y del volumen de la mezcla reaccionante en el reactor con respecto al flujo de alimentación de trioleína.

Tabla 33. Efecto del flujo de alimentación sobre la conversión de trioleína en R-1.

Trioleína (kmol/hr)	Metanol (kmol/hr)	Flujo volumétrico de la corriente 5 (L/hr)	Volumen de mezcla reaccionante L	Conversión XA
0.01	0.03	34.7879	31.0241	88.09
0.02	0.06	54.2267	35.1290	89.01
0.03	0.09	74.22	38.1779	89.32
0.04	0.12	94.602	47.6747	90.38
0.05	0.15	115.272	57.5400	91.13
0.06	0.18	136.17	67.7321	91.68
0.07	0.21	157.254	78.25	92.19

El comportamiento del flujo volumétrico de alimentación de la corriente 5 sobre la conversión de trioleína se presenta a continuación:



Flujo volumétrico de la corriente 5, (L/hr)

Figura 17. Relación de conversión con respecto al flujo volumétrico de carga R-1.

La conversión tiene un comportamiento creciente a medida que aumenta el flujo volumétrico de carga al reactor a un espacio tiempo constante, ver Figura 17. Sin embargo, es importante resaltar que este flujo volumétrico a su vez depende de la alimentación estequiométrica de trioleínametanol.

En la Tabla 33 se observa que con un flujo volumétrico de la corriente 5 de 115.27 L/hr alimentados a R-1, el volumen resultante de la mezcla reaccionante es de 57.54 L, lográndose este con una alimentación fresca de 0.05 kmol/hr de trioleína; sin embargo, con este volumen se sobrepasa la altura de líquido en el reactor considerada por la regla heurística (Ver pag.60). Por ello se considera como alimentación la de **0.04 kmol/hr de trioleína**.

También es importante apreciar el comportamiento de la conversión con respecto al volumen de la mezcla reaccionante, ver Figura18.

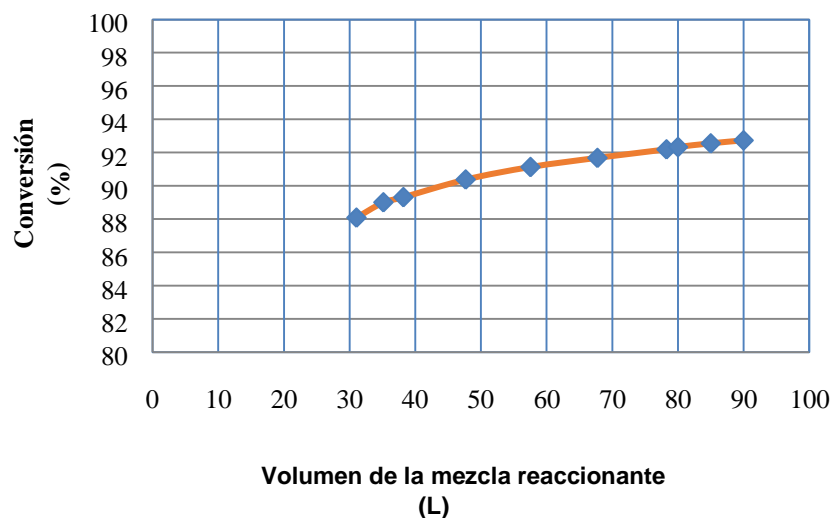


Figura 18. Conversión de trioleína con respecto al volumen de la mezcla reaccionante.

La conversión tiene un comportamiento creciente con respecto al volumen de la mezcla reaccionante a un espacio tiempo constante. Sin embargo, es importante resaltar que este volumen a su vez depende de la alimentación estequiométrica de trioleína: metanol.

6.1.2 Espacio tiempo del reactor.

Para analizar el comportamiento de la conversión con respecto a la variación del espacio tiempo en el reactor, se estudio un intervalo de 0.3 a 3 horas (Ver Figura 19). En este caso el flujo volumétrico de alimentación se mantiene constante.

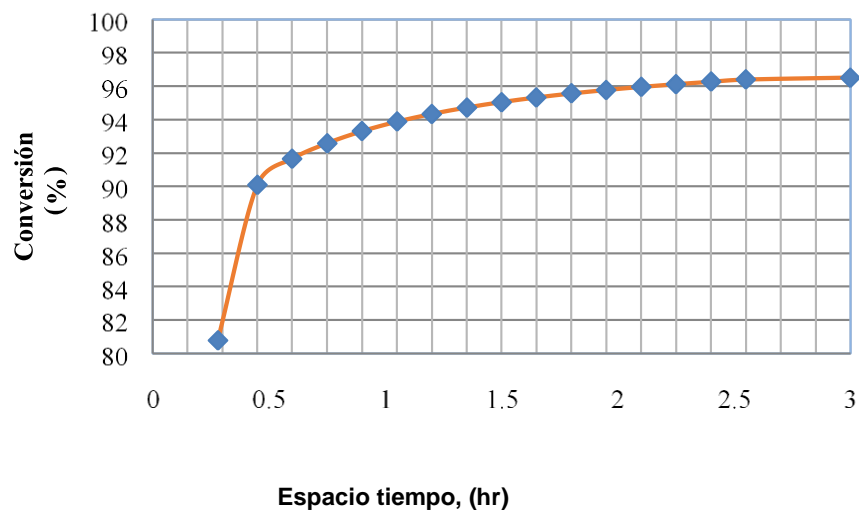


Figura 19. Comportamiento de la conversión con respecto al espacio-tiempo.

La Figura 19 representa el porcentaje de transformación de trioleína en oleato de metilo, dioleína, monoleína y glicerol en el intervalo de tiempo estudiado. A mayor espacio tiempo mayor es la conversión, pues las reacciones son reversibles y en presencia de metanol en exceso continúan convirtiéndose desplazando la reacción hacia la producción de oleato de metilo.

En los primeros 30 minutos la conversión se incrementa rápidamente hasta alcanzar un valor cercano al 91%, posteriormente el incremento de la conversión con respecto al tiempo es lento, pues la reacción disminuye su velocidad.

Como se observó antes en la Figura 18 a mayor volumen de la mezcla reaccionante, la conversión aumenta y la reacción en los primeros 30 minutos es muy rápida y posteriormente se torna lenta.

Es por esto que se requiere de la presencia de un segundo reactor para completar la conversión; logrando una conversión final de la etapa de reacción de 97.91% a un espacio tiempo de 1.5 horas.

En esta etapa se analizaron variaciones en los flujos de alimentación a la etapa de reacción y espacio-tiempo para observar el comportamiento de la conversión de trioleína en oleato de metilo y del volumen de la mezcla reaccionante. Encontrándose que con un flujo molar de 0.04 kmol/hr de trioleína alimentada al proceso y un espacio-tiempo de 0.75 horas, la conversión a la salida del primer reactor es del 91%. El análisis de la conversión contra el volumen de la mezcla reaccionante nos permitió ver que a mayor volumen de la mezcla reaccionante, la conversión aumenta, por lo que se consideró necesaria la adición de un segundo reactor para lograr la máxima conversión posible (98%).

6.2 SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE METANOL

6.2.1 Flujos de destilado

Para mejorar la economía del proceso es importante recuperar el metanol y recircularlo. Entre mayor sea el flujo de metanol

recuperado y recirculado, el proceso es más factible; pues el costo de metanol es elevado.

Para esta etapa se emplean los datos referentes a una columna de destilación de 17 platos existente en el Laboratorio de Procesos de la Empresa Biodiesel Perú S.A.C.

A continuación se presenta un análisis de sensibilidad de la composición molar de metanol presente en la corriente de recirculación del mismo variando los flujos de destilado en un intervalo de 0.12 a 0.48 kmol/hr.

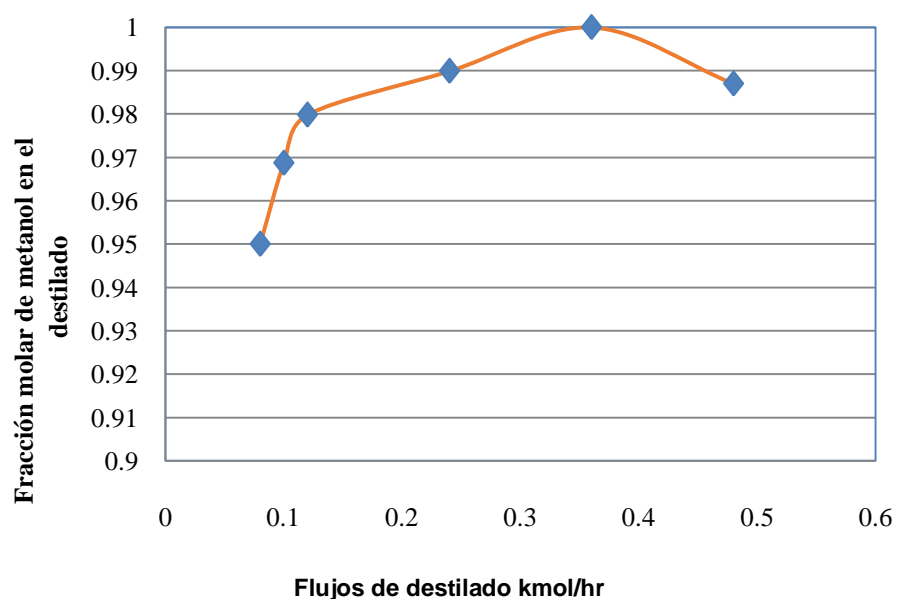


Figura 20. Comportamiento de la fracción molar de metanol con respecto a la variación de flujos de destilado.

En la Figura 20 se observa que la fracción molar de metanol en la corriente 8 aumenta conforme se aumenta el flujo de destilado. Sin embargo, después de 0.36 kmol/hr de flujo de destilado, la composición molar de metanol disminuye. Esto sucede porque un incremento en el flujo de destilado provoca el arrastre de componentes pesados, disminuyendo la fracción molar de metanol en la corriente 8. Se puede concluir que el flujo de

destilado establece la composición de los productos. El mejor flujo de destilado establecido para este caso de estudio es de **0.36 kmol/hr.**

6.2.2 Relación de reflujo

La relación de reflujo (R) representa la relación del flujo de destilado que regresa a la columna y el flujo de destilado que sale de ella, $R=L/D$. Donde L es el flujo que retorna a la columna y D lo que sale de la misma.

Un aumento en el reflujo arrastra hacia abajo componentes ligeros y es por eso que se disminuyen las temperaturas en la columna.

La relación de reflujo determina la calidad del corte entre los productos del domo y fondo. Al aumentar la relación de reflujo, la pureza de metanol destilado aumenta. En otras palabras el reflujo afecta la pureza del producto.

Encontrar la relación de reflujo mínima permite establecer la cantidad apropiada de flujo de destilado que retorna a la columna, que garantiza la obtención de destilado con una composición de ligeros en el destilado que sale de la columna, sin arrastrar componentes pesados al domo.

Un análisis de sensibilidad realizado para determinar la relación de reflujo mínima se muestra en la Figura 21.

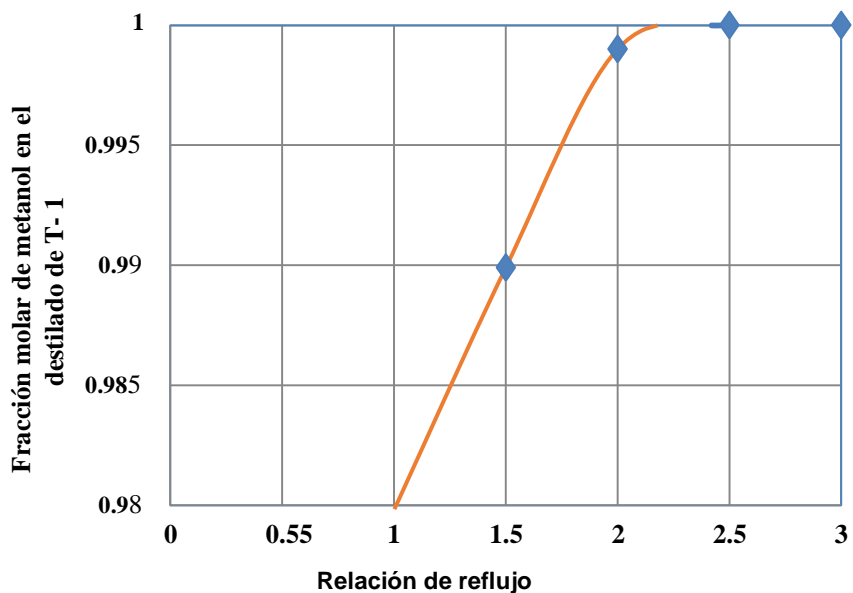


Figura 21. Comportamiento de la fracción molar de metanol en la corriente 8 con respecto a la variación de la relación de reflujo.

En la Figura 21 se observa que con una relación de reflujo de 1 la composición de metanol en el destilado es de aproximadamente 0.98, y a medida que aumenta la relación de reflujo la composición de metanol se incrementa.

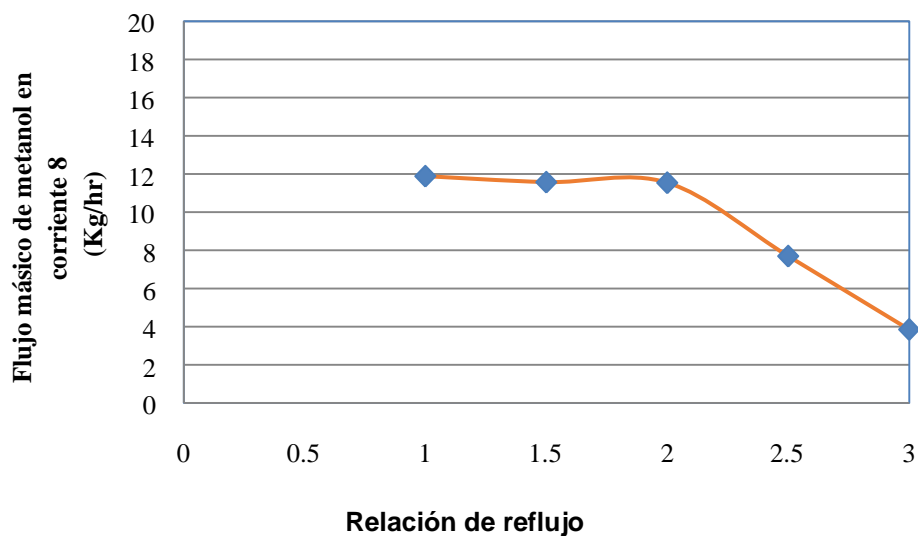


Figura 22. Comportamiento del flujo másico de metanol respecto a la relación de reflujo.

Sin embargo, un análisis de los flujos de metanol en la corriente 8 con respecto a las relaciones de reflujo anteriores muestra que a medida que aumenta la relación de reflujo, el flujo másico de metanol recuperado disminuye. Pues el incremento de la relación indica que una mayor cantidad de líquido destilado se recircula a la columna (Ver Figura 22).

Con los resultados se muestra que la mayor recuperación de metanol se logra con una relación de reflujo de 2. A esta relación de reflujo se le llama relación de reflujo mínima, pues es la relación de reflujo menor a la cual se pueda obtener una mayor cantidad de metanol con una composición molar mayor.

El perfil de temperaturas dentro de la columna es muy importante. La Figura 23 muestra una ligera variación de la temperatura en el plato 6, siendo esta la etapa de alimentación, alimentada a la temperatura de burbuja de la mezcla que entra a T-1, 62 °C aproximadamente.

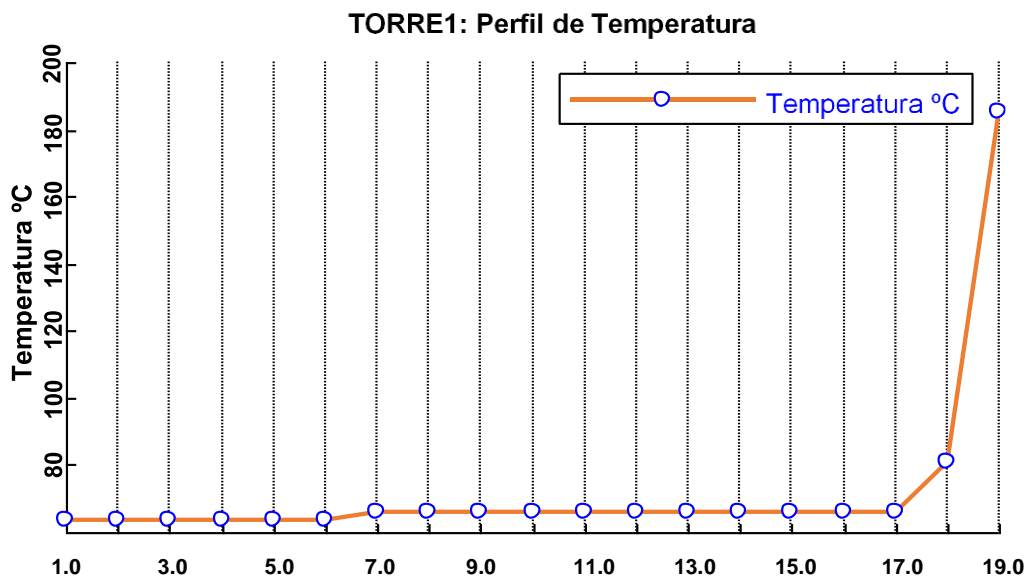


Figura 23. Perfil de temperaturas en T-1.

En la etapa de recuperación de metanol variando los flujos de alimentación a la columna de recuperación de metanol, los flujos de reflujo y la relación de reflujo se obtuvo que con un flujo de destilado de 0.36 kmol/hr y una relación de reflujo de 2 se logró obtener una cantidad de metanol de 98% peso en la corriente de metanol recirculado.

6.3 SECCIÓN DE LAVADO

6.3.1 Flujo másico de agua alimentada

El objetivo es determinar la cantidad mínima de agua necesaria para lograr la menor cantidad de flujo de glicerol presente en la corriente número 12, que se alimenta a T-2 (sección de purificación de biodiesel) y para remover el jabón formado durante la reacción. Sabiendo que la corriente 9 que se alimenta a la etapa de lavado lleva un flujo másico de 34.2621 kg/hr de oleato de metilo (éster) y 3.4972 kg/hr de glicerol, mismos que se desean separar para su posterior purificación. Esta etapa es posible debido a que el oleato de metilo (éster) es inmisible en agua. Además se conoce que el glicerol es infinitamente soluble en agua pues establece muchas interacciones intermoleculares (tipo puente de hidrogeno) con el agua.

Para determinar la cantidad de agua usada para separar el biodiesel del glicerol se realizó un análisis de sensibilidad. Los resultados de este análisis se aprecian en la Figura 24:

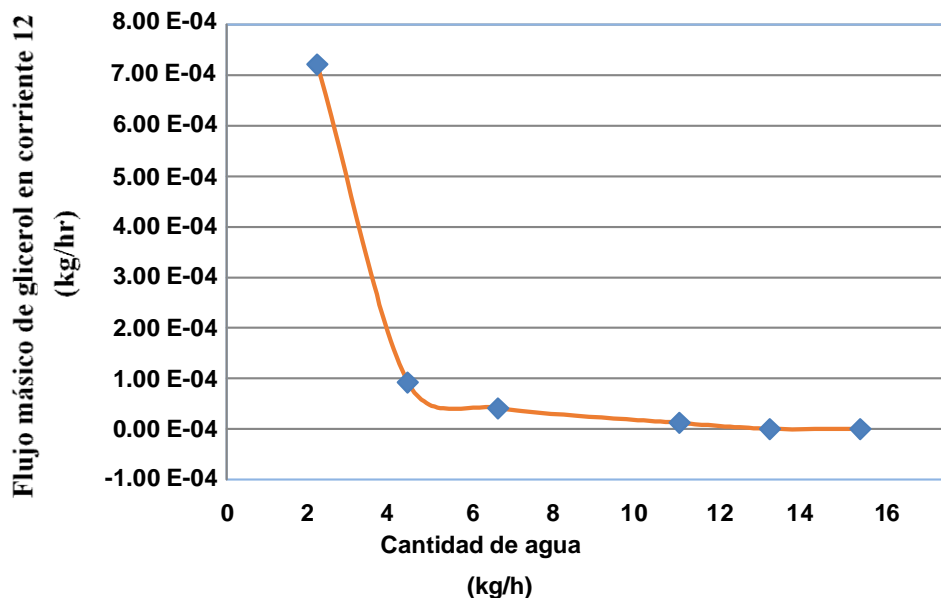


Figura 24. Flujo másico de glicerol en la corriente 12 con respecto a la cantidad de agua alimentada.

En la Figura 24 se observa que la cantidad de glicerol presente en la corriente 12 disminuye a medida que se aumenta el agua de lavado; sin embargo después de 12 kg/hr de agua alimentada las cantidades de glicerol removidas son insignificantes. Por ello, los 12 kg/hr de agua son considerados como una cantidad práctica de agua necesaria para el proceso de lavado.

6.4 SECCIÓN DE PURIFICACIÓN DE BIODIESEL

En la columna de destilación T-2 el objetivo es separar al éster (biodiesel) del aceite presente en la corriente 12. Las normas ASTM D-975^[54] establecen un porcentaje de éster presente en el biodiesel de 96.5 % peso como mínimo.

Teniendo presentes las características establecidas para el éster, se procedió a un análisis del comportamiento de la separación del éster con respecto al aceite.

Esta separación se analizó con el empleo de una torre de destilación disponible en el Laboratorio de Procesos de la Empresa Biodiesel Perú S.A.C. La torre cuenta con 11 platos.

6.4.1 Flujos de destilado

El flujo alimentado a la columna de destilación T- 2 contiene un flujo másico de 34.2632 kg/hr de éster. Para analizar la pureza del biodiesel, es necesario hacer énfasis en las composiciones de la corriente de biodiesel producto.

Un análisis del comportamiento de la composición molar de éster presente en la corriente 14 variando los flujos de destilado en un intervalo de 0.04 a 0.20 kmol/hr, se presenta en la Figura 25.

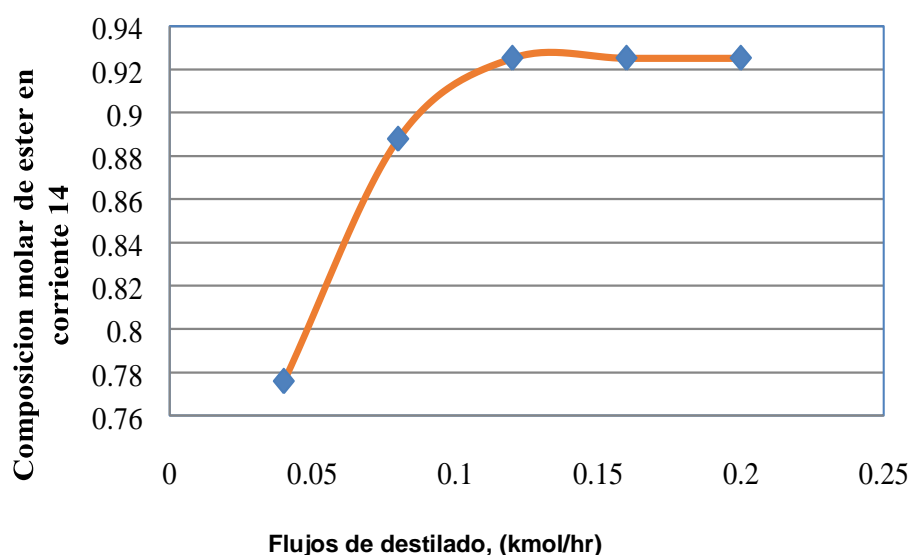


Figura 25. Comportamiento de la composición molar de éster en la corriente 14 con respecto a la variación de flujos de destilado.

En la Figura 25 se observa que conforme se aumenta el flujo de destilado en la columna T-2 la composición del éster aumenta en la corriente número 14; sin embargo, después de 0.12 kmol/hr de flujo de destilado, si se continúa aumentando el flujo de destilado la composición de éster disminuye.

6.4.2 Relación de reflujo

Por otro lado, es importante hacer el análisis de la relación de reflujo, pues la relación de reflujo determina la calidad del corte entre los productos del domo y fondo. La operación del reflujo afecta la composición molar del producto. Un análisis de sensibilidad realizado para determinar la relación de reflujo se muestra a continuación:

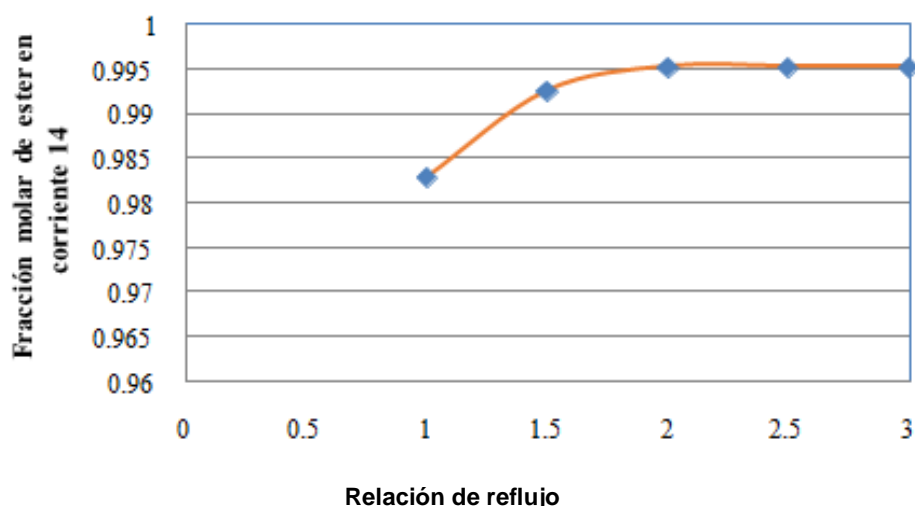


Figura 26. Fracción molar de éster en la corriente 14 con respecto a la variación de reflujo.

En la Figura 26 se observa que con una relación de reflujo de 1 la composición de metanol en la corriente 8 es de aproximadamente 0.98, y a medida que aumenta la relación de reflujo la composición de metanol incrementa.

Un análisis de los flujos de éster en la corriente 14 con respecto a las relaciones de reflujo anteriores se muestra en la Figura 27, donde se observa que a medida que aumenta la relación de reflujo, el flujo másico de éster disminuye. Con los resultados que se muestran la mayor obtención de éster en la corriente 14

se logra con una **relación de reflujo mínima de 2**, teniendo en cuenta que la composición es la mayor.

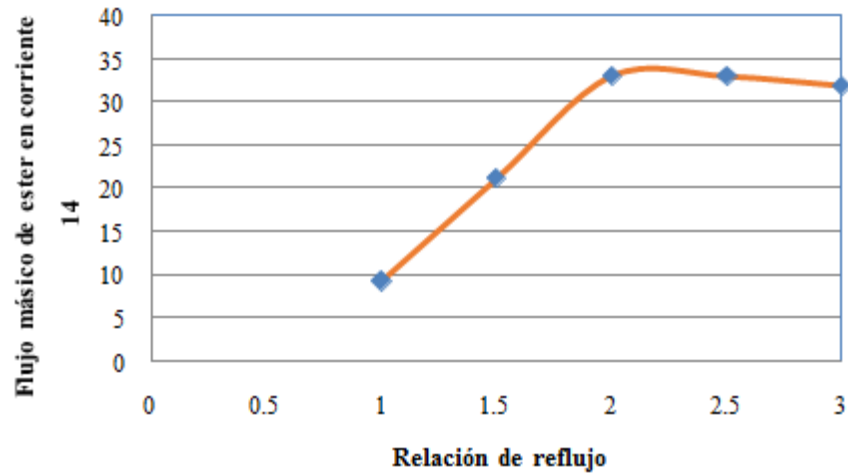


Figura 27. Flujos másicos de éster en la corriente 14 con respecto a la variación de reflujo.

El perfil de temperaturas dentro de la columna es muy importante. Ver Figura 28.

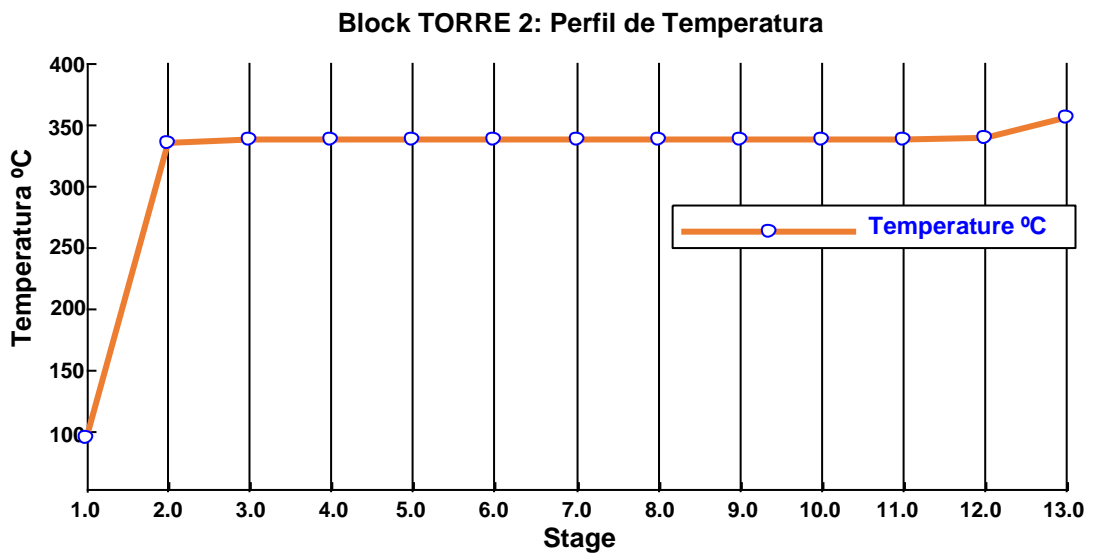


Figura 28. Perfil de temperaturas en T-2.

En conclusión en la etapa de purificación de biodiesel variando los flujos de destilado y relaciones de reflujo, obtuvimos que con un flujo de destilado a 0.12 kmol/hr y una relación de reflujo de 2, se obtiene el mayor porcentaje de ésteres presentes en la corriente de biodiesel (99% en peso).

6.5 SECCIÓN DE PURIFICACIÓN DE GLICEROL

La purificación de glicerol establecida para poder ser comercializado es de 90% según lo determinado en la norma ASTM D 6751-7^[54].

El flujo alimentado a la columna de destilación T-3 contiene un flujo másico de 3.4972 kg/hr de glicerol, mismo que desea separarse del agua, empleada en la sección de lavado como líquido extractor.

Esta separación se analizó con el empleo de una torre de destilación disponible en el Laboratorio de Procesos de la Empresa Haven Petroleum S.A.C. La torre cuenta con 11 platos.

6.5.1 Flujos de destilado

El análisis de esta sección se basa en encontrar la menor cantidad de glicerol presente en la corriente 15, por donde se desea recuperar la mayor cantidad de agua sin arrastrar glicerol. Este procedimiento es posible por la diferencia notable de los puntos de ebullición entre el agua y el glicerol. El análisis siguiente es considerando un intervalo de 0.2 a 0.8 kmol/hr de flujo de destilado.

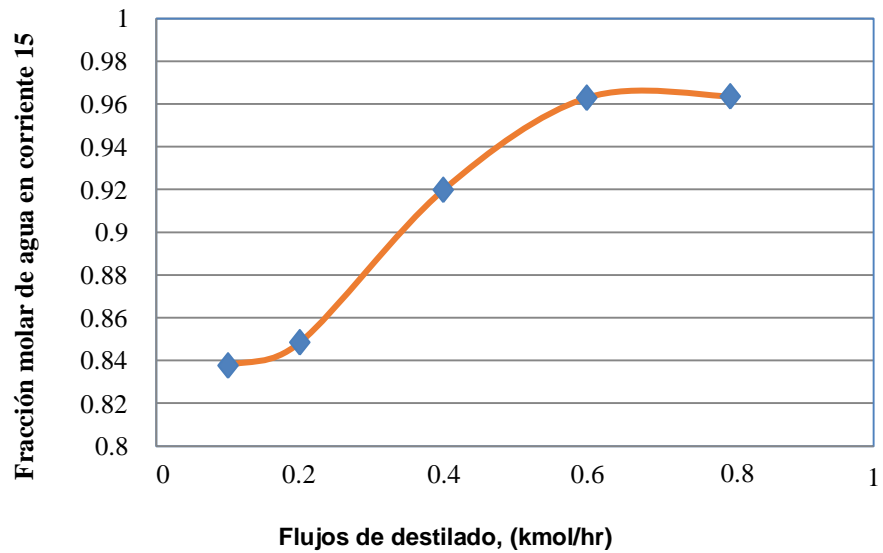


Figura 29. Fracción molar de agua en la corriente 15 con respecto a la variación de flujos de destilado.

En la Figura 29 se observa que a medida que se aumenta el flujo de destilado en la columna, la fracción molar de agua aumenta. Sin embargo después de 0.66 kmol/hr, la fracción molar de agua en la corriente 15 comienza a disminuir.

6.5.2 Relación de reflujo

El comportamiento de la relación de reflujo se muestra a continuación.

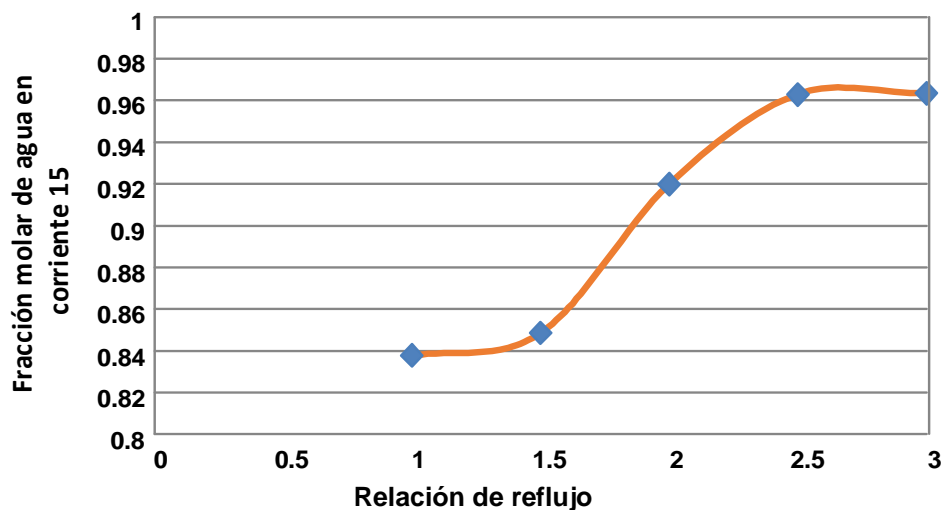


Figura 30. Fracción molar de agua en corriente 15, respecto a la relación de reflujo.

En la Figura 30 se muestra que con una relación de reflujo de 1 la composición de agua en la corriente 15 es de aproximadamente 0.84, y a medida que aumenta la relación de reflujo la composición de metanol incrementa. Sin embargo, un análisis de los flujos de agua en la corriente 15 con respecto a las relaciones de reflujo anteriores muestra lo siguiente:

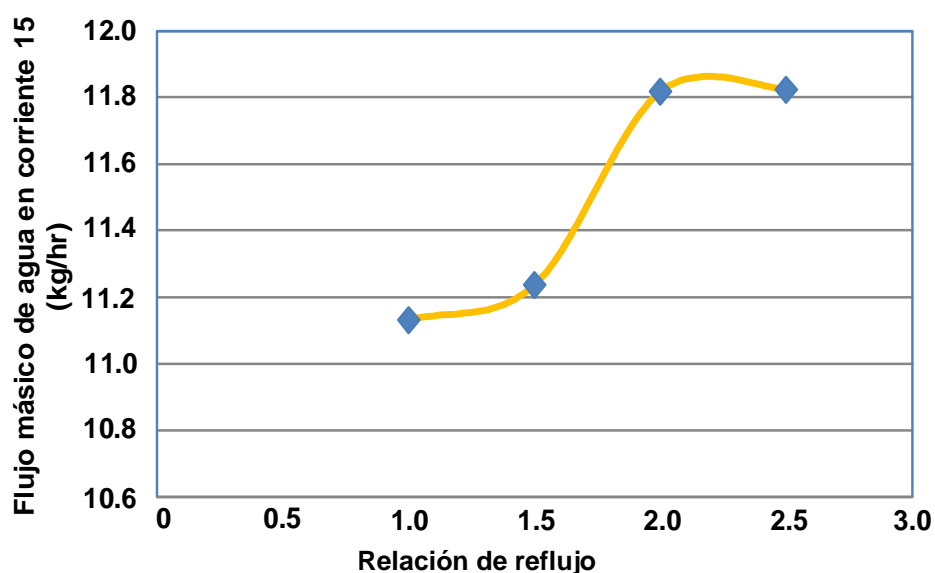


Figura 31. Flujo másico de agua en la corriente 15 con respecto a la relación de reflujo.

En la Figura 31 se observa que a medida que aumenta la relación de reflujo el flujo másico de agua recuperado disminuye. Pues el incremento de la relación indica que una mayor cantidad de líquido destilado regrese a la columna. Con los resultados que se presentan se sabe que la mayor obtención de agua en la corriente 15 se logra con una **relación de reflujo de 2**.

El perfil de temperaturas dentro de la columna se muestra en la Figura 32.

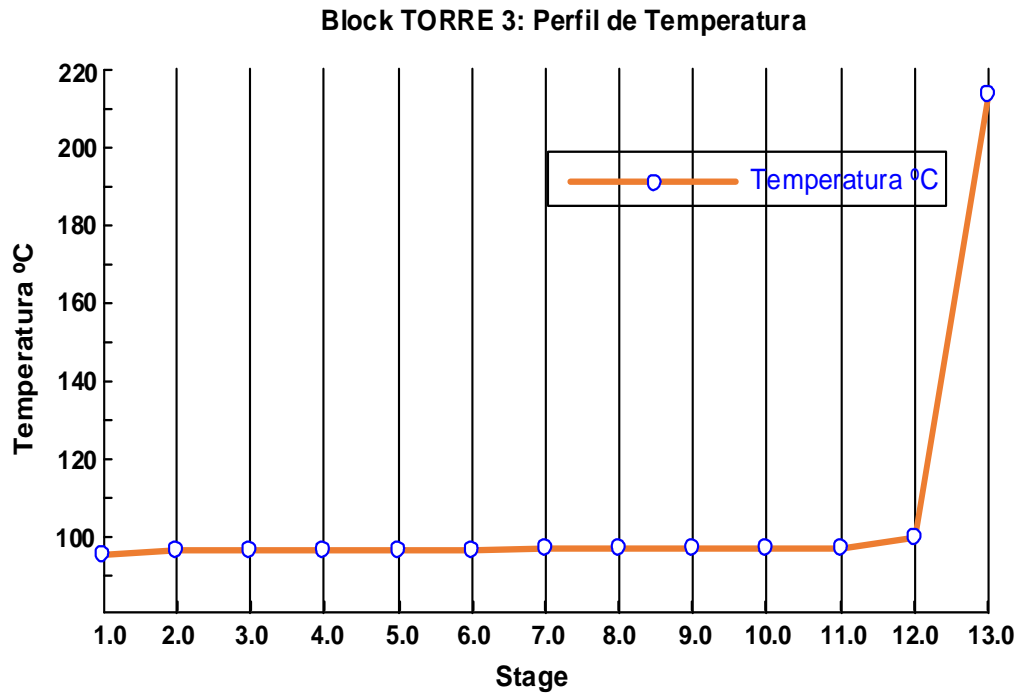


Figura 32. Perfil de temperaturas en T-3.

En la etapa de purificación de glicerol se analizó el comportamiento de separación de agua del glicerol, a partir de los flujos de alimentación, variando los flujos de destilado y relaciones de reflujo; obteniendo que la recuperación de la mayor cantidad de agua alimentada al proceso se logra controlando el flujo de destilado a 0.66 kmol/hr y una relación de reflujo mínima de 2.

Se obtiene un 100% de agua recuperada y glicerol (98% en peso).

Los resultados de la simulación muestran que el equipo disponible en la Laboratorio de Procesos de la Empresa Haven Petroleum S.A.C. es útil para producir biodiesel de alta calidad.

En el presente trabajo analizamos el comportamiento de algunas variables del proceso, observando la importancia de su manejo, y observando el impacto en los productos obtenidos.

Por cada 100 kg/hr de aceite alimentado, se producen 93.41 kg/hr de biodiesel.

CONCLUSIONES

- Se realizó la simulación del proceso de obtención de ésteres metílicos de aceite de soya (biodiesel) con la herramienta HYSYS™, por las bondades que proporciona, generando parámetros y seleccionando los modelos y rutas de cálculo de propiedades termodinámicas y de transporte del aceite de soya y su éster metílico haciendo uso de los parámetros de interacción binaria para la determinación del equilibrio líquido-vapor por el método de contribución de grupos UNIFAC (método base) y NRTL (método de referencia).
- Se consideraron las características de los equipos disponibles en el Laboratorio de Procesos de la Empresa Haven Petroleum S.A.C.
- La metodología empleada en esta investigación para la simulación del aceite de soya, fue adecuada dado que los datos obtenidos para las propiedades evaluadas se encontraron muy cercanos a los reportados experimentalmente. De esta manera, la predicción de las condiciones de operación, consumo de energía y propiedades del biodiésel brindadas por la simulación permiten analizar el proceso de producción a partir de un aceite con características más ajustadas a sus propiedades reales.
- Por otro lado, mediante la simulación del proceso se verificó que el modelo de Peng-Robinson modificado por Twu, representó de manera más adecuada que el NRTL el comportamiento de las fases liviana y pesada en la separación. Como lo expresan otras investigaciones, el modelo NRTL no representa satisfactoriamente el equilibrio líquido-líquido en la etapa de decantación de los compuestos involucrados especialmente debido a la creación de triglicéridos en el *software* para representar el aceite.

- La conversión lograda de aceite de soya en ester en un espacio-tiempo de 1.50 horas fue de 98%, una recuperación de metanol de 99% peso, purificación de biodiesel de 99% peso y de glicerol de 98% peso.
- A partir de los resultados obtenidos de la simulación, concluimos que en la Empresa Haven Petroleum S.A.C. se puede producir biodiesel que cumpla con los estándares establecidos internacionalmente (ASTM D-975), no necesariamente de aceite de soya, sino de cualquier otro aceite vegetal (nuevos o reciclados) o grasa animal.
- Con los resultados obtenidos de este trabajo podemos decir que el Laboratorio de Procesos de la Empresa Haven Petroleum S.A.C. cuenta con las características necesarias para la producción de biodiesel de alta calidad.

RECOMENDACIONES

- Utilizar adecuadamente los equipos de protección personal, en este caso: ponte guantes adecuados, delantal y gafas protectoras,
- No respires los gases. El metanol puede causar ceguera y la muerte; no debes beberlo por ningún motivo. Es absorbido por la piel. El hidróxido de sodio puede causar quemaduras graves y la muerte. Cuando se mezclan estas dos sustancias forman metóxido de sodio, que es extremadamente caustico (corrosivo). Son productos peligrosos, ¡trátalos con cuidado!
- Los guantes deben ser resistentes a los productos químicos y largos para que cubran las mangas y así los brazos queden totalmente protegidos. No sirve cualquier guante. Ten siempre agua corriente cerca cuando manipules estos productos. El lugar de trabajo debe estar muy bien ventilado. No puede haber cerca personas ajenas al proceso, ni niños, ni mascotas.
- Los respiradores con cartucho para gases orgánicos son más o menos útiles contra el vapor de metanol. Los profesionales aconsejan usar los cartuchos contra gases orgánicos como máximo durante unas pocas horas, o no usarlos en absoluto. Sólo deben usarse sistemas con suministro de aire.
- El mejor consejo es que no te expongas directamente a los gases. El mayor peligro es el metanol caliente. Cuando está frío o a temperatura ambiente desprende muy pocos gases y es fácil ventilarlos.
- No uses reactores abiertos. Los reactores para biodiésel deben estar cerrados, sin fugas de gases. Todos los recipientes que contengan metanol deben estar cerrados herméticamente para que no entre la humedad del aire.

- Nosotros pasamos el metanol de su envase al mezclador de metóxido bombeando, sin que tenga contacto con el aire. Es fácil de hacer, sirve cualquier bomba de acuario (la misma que usas para lavar el biodiesel).
- El metóxido se prepara de esta forma: metóxido, el método sencillo, que es la forma segura de hacerlo. Se calienta bastante al principio, pero el recipiente está cerrado y no salen gases. Tras la mezcla el metóxido es bombeado al reactor (también cerrado) con la bomba de acuario. No escapa ningún gas y el líquido se traspasa lentamente, lo que es beneficioso tanto para el proceso como para la seguridad. Consulta adición del metóxido.
- Producir biodiésel es seguro si tú eres cuidadoso y sensato.
- En general, la viabilidad de una planta incluye aspectos tecnológicos y económicos. Por lo tanto, además de evaluar la viabilidad tecnológica del proceso de producción de biodiesel, como se hizo en el presente trabajo, resultaría necesaria una evaluación económica.

BIBLIOGRAFIA

1. U.S. Energy Information Administration, *International Energy Outlook*, 2011. <<http://www.eia.gov/forecasts/ieo/pdf/0484%282011%29.pdf>> [Consulta: 13 de septiembre de 2012].
2. V. Makareviciene y P. Janulis, *Environmental effect of rapeseed oil ethyl ester*. *Renewable Energy*, 2003. **28**(15): p. 2395-2403.
3. W.R. Nitske y C.M. Wilson, *Rudolf Diesel, pioneer of the age of power*, ed. University of Oklahoma Press, 1965.
4. Infinita Renovables, *Biodiesel, impacto socioeconómico y medioambiental*, 2009.
http://www.infinitarenovables.es/download.php?file=Informe%20impacto%20Biodiesel_AC_22.pdf [Consulta: 13 de septiembre de 2012].
5. Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE), *Manuales de energías renovables 7. Biocarburantes en el transporte*, 2008.
http://www.idae.es/index.php/mod.documentos/mem.descarga?file=/documentos_10822_Biocarburantes_en_el_transporte_2008_503da5d6.pdf [Consulta: 13 de septiembre de 2012].
6. Global Data, *Global Biodiesel Market Analysis and Forecasts to 2020*, 2010.
7. EuroObserv'ER, *Baromètre Biocarburant*, 2011. <http://www.euroobserver.org/pdf/biofuels_2011.pdf> [Consulta: 13 de septiembre de 2012]
8. APPA Biocarburantes, *Balance Biocarburantes 2011*. 2012.

9. A. Demirbas, *Progress and recent trends in biodiesel fuels*. Energy Conversion and Management, 2009. **50**(1): p. 14-34.
10. M. Canakci y J. Van Gerpen, *Biodiesel production from oils and fats with high free fatty acids*. Transactions of the Asae, 2001. **44**(6): p. 1429-1436.
11. S. Lim y L.K. Teong, *Recent trends, opportunities and challenges of biodiesel in Malaysia: An overview*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2010. **14**(3): p. 938-954.
12. S.P. Singh y D. Singh, *Biodiesel production through the use of different sources and characterization of oils and their esters as the substitute of diesel: A review*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2010. **14**(1): p. 200-216.
13. A. Karmakar, S. Karmakar, y S. Mukherjee, *Properties of various plants and animals feedstocks for biodiesel production*. Bioresource Technology, 2010. **101**(19): p. 7201 - 7210.
14. A. Ajanovic, *Biofuels versus food production: Does biofuels production increase food prices?* Energy, 2011. **36**(4): p. 2070-2076.
15. Z. Zhang, L. Lohr, C. Escalante, y M. Wetzstein, *Food versus fuel: What do prices tell us?* Energy Policy, 2010. **38**(1): p. 445-451.
16. M. Balat, *Potential alternatives to edible oils for biodiesel production - A review of current work*. Energy Conversion and Management, 2011. **52**(2): p. 1479-1492.
17. C.C. Enweremadu y M.M. Mbarawa, *Technical aspects of production and analysis of biodiesel from used cooking oil--A review*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2009. **13**(9): p. 2205-2224.

18. B. Freedman, R.O. Butterfield, y E.H. Pryde, *Transesterification Kinetics of Soybean Oil*. Journal of the American Oil Chemists Society, 1986. **63**(10): p. 1375-1380.
19. H. Nouredini y D. Zhu, *Kinetics of transesterification of soybean oil*. Journal of the American Oil Chemists Society, 1997. **74**(11): p. 1457-1463.
20. M. Mittelbach y B. Trathnigg, *Kinetics of Alkaline Catalyzed Methanolysis of Sunflower Oil*. Fett Wissenschaft Technologie-Fat Science Technology, 1990. **92**(4): p. 145-148.
21. Liu X., P.X., Wang Y., Zhu S., He H.;; *Calcium methoxide as a solid base catalyst for the transesterification of soybean oil to biodiesel with methanol*. 2008. **Vol. 87**: p. 1076-1082.
22. Meher LC.; Vidya SD.; Naik S., *Technical aspects of biodiesel production by transesterification. -A review*. Renewable and Sustainable Energy Reviews 10, 2006: p. 248268.
23. Wang Y., O.S., Liu P., Xue F., Tang S.;; *Comparison of two different processes to synthesize biodiesel by waste cooking oil*. Journal of Molecular Catalysis A: Chemical., 2006. **Vol. 252**: p. 107–112.
24. Tomasevic A. V., S.-M.S.S., *Methanolysis of used frying oil*. Fuel Processing Technology., 2003. **Vol. 81**: p. 1-6.
25. Veljkovic V. B., L.S.H., Stamenkovic O. S., Todorovic Z.B., Lazic, M. L.;; *Biodiesel production from tobacco (Nicotiana tabacum L.) seed oil with a high content of free fatty acids*. 2006. **Vol. 85**: p. 2671-2675.
26. Lang X., *Preparation and characterization of biodiesel from various bio-oils*. Bioresource Technology., 2001. **Vol. 80**: p. 53-62.
27. Sharma Y. C., S.B., Upadhyay S. N.;;, *Advancements in development and characterization of biodiesel: A review*. 2008. **Vol. 87**: p. 2355-2373.

28. Cerveró J., C.J., Luque S.,; *Production of biodiesel from vegetable oils*. Revista Grasas y Aceites., 2008. **Vol. 59**: p. 76-83.
29. Freedman B.; Pryde E.H.; Mounts T.L., *Variables affecting the yields of fatty esters from transesterified vegetable oils*. J. Am. Oil Chem. Soc., 1986.
30. Chalita R., C.O., Harold M., Jiménez M.,; *Producción Experimental de Biodiesel a Partir de la Reacción de Transesterificación Catalítica del Aceite de Ricino*. Congreso Internacional de Materiales, Energía y Medio Ambiente (CIMEM), 2007. **Barranquilla, Colombia, Universidad Autónoma del Caribe.**