

Universidad Autónoma De Baja California

Instituto de Ingeniería

Maestría y Doctorado en Ciencias e Ingeniería



“ANÁLISIS DE EXERGÍA DE UN PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIODIESEL”

TESIS PARA OBTENER EL GRADO DE:

Maestro en Ingeniería

PRESENTA

Iliana Arlet Aguilar Hurtado

DIRECTOR DE TESIS:

Dra. Gisela Montero Alpírez

CODIRECTOR DE TESIS:

Dr. Jesús Cerezo Román

DEDICATORIA:

A mi esposo Orlando López por su apoyo y cariño en todo momento.

A mis padres por acompañarme siempre en todos los retos que he emprendido, por enseñarme a luchar y nunca rendirme.

A mis queridos hermanos.

A todos mis compañeros por su calidez, consejos y apoyo siempre.

AGRADECIMIENTOS

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología, por el apoyo financiero a través de la beca de estudios que me fue otorgada durante el periodo del posgrado.

A la UABC, al Instituto de Ingeniería y quiero agregar un sincero agradecimiento a la Dra. Gisela Montero quién siempre estuvo pendiente de mí, por creer en mí y darme la oportunidad de llevar a cabo este reto.

A los sinodales: Dr. Jesús Cerezo, Dr. Alejandro Lambert y Dr. Enrique Campbell por revisar la presente tesis y sus contribuciones.

ÍNDICE

ÍNDICE DE FIGURAS	5
ÍNDICE DE TABLAS	6
1 INTRODUCCIÓN	7
1.1 Planteamiento del problema	12
1.2 Objetivos	13
1.2.1 Objetivo general	13
1.2.2 Objetivos específicos	13
2 MARCO TEORICO	14
2.1 Bioenergía en México	15
2.1.1 Tipos de agroindustria y bioenergía	16
2.1.2 Situación actual de la producción de biodiesel en México	19
2.1.3 Aspectos ambientales	20
2.1.4 Aspectos normativos y legislativos para el biodiésel	21
2.2 Generalidades del biodiésel	21
2.2.1 Materias primas y costos para el biodiesel	23
2.2.2 Proceso de obtención de biodiesel y tecnologías de producción	24
2.2.2.1 Obtención de biodiésel	24
2.2.2.2 Tecnologías de producción	27
2.2.3 Subproductos de la fabricación de biodiésel	28
2.2.4 Ventajas de uso de biodiésel	28
2.3 Conceptos básicos para un análisis de exergía	29
2.3.1 Primera ley de la termodinámica	30
2.3.2 Segunda ley de la termodinámica	31
2.3.3 Análisis de exergía	31
2.3.3.1 Exergía	32
2.3.3.2 Balance de exergía	36
2.3.3.3 Eficiencia	36
2.4 Simulador ASPEN Plus ®	36
2.4.1 Definiendo un diagrama de flujo	37

2.4.2 Ingreso de información	38
3 MATERIALES Y METÓDOS	40
3.1 Método de análisis de exergía	41
3.2 Descripción del Proceso	43
3.3 Selección de componentes	45
3.3.1 Composición de corrientes de entrada	46
3.3.2 Propiedades Físicas	46
3.3.3 Reacciones químicas	50
3.3.4 Matriz topológica	50
3.4 Resultados de Simulación	52
3.4.1 Diagrama del proceso de obtención de biodiésel.	53
3.5 Validación del cumplimiento de especificaciones de acuerdo a ASTM D6751 – 11a	54
3.6 Balance de masa, energía y exergía del proceso de obtención de biodiésel	56
3.6.1 Balance de masa y energía	56
3.5.3 Balance de exergía	59
3.7 Eficiencias e irreversibilidades del proceso de obtención de biodiésel	61
4 ANÁLISIS DE EXERGÍA, CASOS Y DISCUSIÓN	64
4.1 Análisis de exergía de proceso de obtención de biodiésel	65
4.2 Caso1: Proceso de obtención de biodiésel con intercambiadores a contra flujo.	72
4.2.1 Matriz topológica	73
4.2.2 Diagrama del proceso de obtención de biodiésel con intercambiadores a contra flujo.	74
4.3 Comparativo de Caso 1 vs. Caso principal.	82
5 EVALUACIÓN ECONÓMICA	83
6 CONCLUSIONES	
Referencias	117
ANEXO	119

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Ejemplo de producción de bioenergía	16
Figura 2. Áreas identificadas para la producción de biomasa para bioenergéticos.	18
Figura 3. Zonas de potencial productivo de los cultivos que pueden contribuir a la producción de biomasa para combustibles.	20
Figura. 4 Estructura molecular de un triglicérido simple y un triglicérido mezclado.	22
Figura 5. Reacción de transesterificación	23
Figura 6. Reacción de obtención de biodiésel	25
Figura 7. Esquema general del proceso de obtención de biodiésel	27
Figura 8. Formas de exergía	32
Figura 9. Exergía de la materia	33
Figura 10. Ejemplo de diagrama de flujo	38
Figura 11. Diagrama del proceso de obtención de biodiesel dividido por etapa.	41
Figura 12. Gráfico comparativo de eficiencia energética, Irreversibilidad y Eficiencia exegética.	65
Figura 13. Diagrama de Sankey por unidad del proceso de obtención de biodiésel.	67
Figura 14. Diagrama de Sankey por etapa del proceso de obtención de Biodiésel.	69
Figura 15. Diagrama de Sankey general por componente del proceso de obtención de biodiésel.	70
Figura 16. Diagrama del proceso de obtención de biodiésel con intercambiadores a contra flujo.	74

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Tipos de catalizadores utilizados para obtención de biodiésel (etapa de transesterificación).	27
Tabla 2. Exergía química estándar de los elementos constituyentes del metil ricinoleato ($C_{19}H_{36}O_3$).	34
Tabla 3. Descripción de tipos de información de ingreso requerida por Aspen ®	38
Tabla 4. Etapas de proceso de obtención de biodiésel	44
Tabla 5. Relación de componentes seleccionados	45
Tabla 6. Composición de corrientes de entrada	47
Tabla 7. Reacciones químicas del proceso	50
Tabla 8. Matriz topológica	51
Tabla 9. Comparativo ASTM Biodiésel vs. Simulación	52
Tabla 10. Ecuaciones de balance de masa, energía y exergía	53
Tabla 11. Balance de masa por unidad de operación (equipo) del proceso.	56
Tabla 12. Balance de energía por unidad de operación (equipo) del proceso.	58
Tabla 13. Balance de exergía por unidad de operación (equipo) del proceso.	59
Tabla 14. Eficiencia e Irreversibilidad por unidad de operación (equipo) del proceso.	62
Tabla 15. Análisis de exergía por unidad de operación del proceso de obtención de biodiésel.	66
Tabla 16. Análisis de exergía por etapa del proceso de obtención de biodiésel.	68
Tabla 17. Análisis general del proceso de obtención de biodiésel.	70
Tabla 18. Caso 1. Matriz topológica.	73
Tabla 19. Caso 1. Balance de masa por unidad de operación (equipo) del proceso.	75
Tabla 20. Caso 1. Balance de energía por unidad de operación (equipo) del proceso.	76
Tabla 21. Caso 1. Balance de exergía por unidad de operación (equipo) del proceso.	77
Tabla 22. Caso 1. Ecuaciones de Eficiencia e Irreversibilidad por unidad de	

operación (equipo) del proceso.	80
Tabla 23. Caso 1. Eficiencia e Irreversibilidad por unidad de operación (equipo) del proceso.	82
Tabla 24. Tabla comparativa de resultados Casos.	83

Capítulo 1: Introducción

1 INTRODUCCIÓN

El uso de combustibles de origen fósil como fuente energético mundial, sus altos costos, agotamiento y sus efectos en el calentamiento global y contaminación urbana atribuido a su combustión, están siendo las fuerzas motivadoras para realizar investigaciones sobre el uso de fuentes alternativas de energía, especialmente aquellas que se derivan de la biomasa.

En 2005, un anexo a la prospectiva sobre las energías renovables en México, realizada por la Secretaria de Energía (SENER), contemplaba también una estimación preliminar de la disponibilidad de subproductos agrícolas o agroindustriales (Masera et al., 2005). Los materiales provenientes de residuos agroindustriales son los más disponibles actualmente y lo seguirán siendo en el futuro.

No obstante estudios con el fin de evaluar la disponibilidad de recursos para la producción y uso de biocombustibles realizado en el 2008 por el grupo de biocombustibles del Instituto de Ingeniería de Baja California para identificar las fuentes de biomasa y determinar su uso potencial como materia prima para la producción de biodiesel, los materiales considerados fueron grasas animales, aceites vegetales residuales (AVR), aceite de higuera, jatropha curcas y desperdicio agrícola. Lo anterior generó como resultado una estimación de potencial energético significativa para Baja California, tan sólo los AVR producen 81, 000 GJ/año (Coronado, 2010).

Frente a este panorama el biodiesel, obtenido a partir de vegetales no comestibles, surgen como una alternativa al ser usado como sustituto del diesel, en los motores de encendido, disminuyendo la dependencia energética además de los beneficios sociales derivados de su producción.

Uno de los principales objetivos de este trabajo es analizar el comportamiento energético y exergético del proceso de obtención de biodiésel de aceite de higuera para la producción de biodiésel que involucra las etapas de pre-tratamiento, transesterificación, separación, neutralización y secado de biodiésel.

El concepto de exergía usado en este trabajo, surge de la combinación de la primera y segunda ley de la termodinámica, definido como una propiedad termodinámica de un sistema cuyo valor es igual al trabajo máximo que puede obtener un sistema como resultado de sus condiciones de temperatura, presión composición, posición, velocidad, etc., con respecto a un sistema de referencia especificado (Szargut, 1988) Como la exergía no se conserva, el análisis de exergía de un proceso la convierte en una herramienta que permite determinar las irreversibilidades y eficiencia de los procesos termodinámicos (Ahern, 1980).

Derivado de esas leyes y programas sobre bioenergéticos, se realizarán (o se están realizando ya) pruebas de mezclas de biocombustibles (etanol con gasolina y biodiesel con diésel fósil) en las principales ciudades de México (Distrito Federal, Guadalajara y Monterrey). Desafortunadamente, los biocombustibles que se están o estarán agregando serán mayoritariamente de primera generación con tecnologías ya superadas, a pesar del consenso de que el camino más sustentable es por la vía de los biocombustibles (Sandoval, 2010).

Lo anterior nos indica un área de oportunidad en las tecnologías de producción que pueden dar respuesta a los retos existentes, que son:

- Explorar la biodiversidad en busca de microorganismos útiles a la producción de biocombustibles avanzados (productores de enzimas, de aceites, de alcoholes, etc.).
- Desarrollar catalizadores y biocatalizadores eficientes y de bajo costo.
- Estudiar el efecto de las condiciones de proceso y las materias (Sandoval, 2010).

La introducción de biocombustibles, en el sector del transporte es una propuesta para avanzar y reducir la dependencia del petróleo, fomentando otras fuentes alternativas y aumentando la eficiencia energética, con el mismo nivel de servicio.

En Baja California, así como en el resto del país, el transporte de personas y mercancías es una necesidad social que caracteriza el desarrollo humano y su crecimiento económico, convirtiéndose en un símbolo de progreso.

Sin embargo, este sector esta generando problemas ambientales por la eficiencia energética del combustible, tales como, emisiones de gases de efecto invernadero.

El biodiesel y otros biocombustibles, son una fuente de energía autóctona, técnicamente viable, según un estudio exhaustivo elaborado por la Secretaría de Energía de México (SENER, 2008) sobre las posibilidades del biodiesel como combustibles para el transporte en México, y que tiene el potencial de reducir sustancialmente las emisiones de CO₂.

Las ventajas ambientales del uso de biodiesel serían muy importantes, se plantea que la sustitución de solo el 5% del diesel de petróleo por biodiesel permitiría ahorrar alrededor de 1.7 millones de toneladas de CO₂/año hacia el año 2010 y 7.5 millones de toneladas de CO₂/año hacia el 2014.

1.1 Planteamiento del problema

Actualmente, el biodiesel es considerado como uno de los combustibles más amigables comparado con los combustibles fósiles. Sin embargo el uso del biodiesel ha generado un debate sobre el uso de cultivos de uso alimenticio para su producción. Debido a esto, los esfuerzos en el desarrollo de biocombustibles se han enfocado en la búsqueda de nuevas materias primas y en el análisis de las tecnologías de producción desde el punto de vista energético y ambiental, que permitan alcanzar el desarrollo sostenible de esta industria. Considerando tales antecedentes, se presenta la simulación de un proceso de obtención de biodiesel a partir de aceite de higuera, planta no comestible abundante en el Valle de Mexicali. La simulación permitirá identificar las etapas que requieran mejoras tecnológicas enfocadas al ahorro de energía y al incremento del rendimiento del proceso, así como modificaciones que conduzcan a un menor impacto ambiental. Para desarrollar la simulación se ha utilizado el software Aspen Plus® se consideraron 5 etapas: pre-tratamiento, transesterificación, separación, neutralización y secado.

Así, para asegurar el desarrollo sostenible de los biocombustibles, es necesario confirmar que el consumo energético del proceso global sea menor que la energía obtenida del biocombustible producido. De esta manera, el análisis de exergía representa una herramienta para evaluar la eficiencia global del proceso, al tiempo que se determinan las etapas que requieren mejoras.

1.2 Objetivos

El presente trabajo de investigación utiliza el método del análisis de exergía como una herramienta para identificar y determinar el grado de irreversibilidad de procesos y equipos industriales, con énfasis en el proceso de producción de biodiesel.

1.2.1 Objetivo general:

Evaluar un proceso de producción de biodiesel aplicando el método del análisis de exergía, de manera que se pueda cuantificar el grado de irreversibilidad y eficiencia en el proceso.

1. Definir los puntos críticos en el proceso de producción de biodiesel, a fin de aplicar medidas para reducir el consumo de materiales y energía.
2. Desarrollar una evaluación económica del proceso de producción de biodiesel.
3. Modelar del proceso de obtención de biodiesel utilizando el software Aspen Plus®.

Capítulo 2:

Marco teórico

2 MARCO TEÓRICO

2.1 Bioenergía en México

La bioenergía se define como la energía que se obtiene de la biomasa, es decir que se produce a partir de materiales orgánicos, los cuales pueden tener su origen en cultivos energéticos, productos y subproductos pesqueros, acuícolas, residuos forestales, residuos orgánicos municipales (basura orgánica), excremento de animales, grasas y aceites de origen vegetal o animal (SENER, 2007).

En el contexto global, la bioenergía se está convirtiendo en una industria altamente dinámica. El acelerado crecimiento en la producción y uso de los biocombustibles, a nivel global, requiere una detallada revisión de las implicaciones y oportunidades que tendrá su desarrollo en el país.

Las tecnologías que utilizan Bioenergéticos para producir energía ya sean en forma de calor, electricidad o combustibles para el transporte están avanzando rápidamente. Recientemente, el principal enfoque se ha dirigido hacia los biocombustibles líquidos.

En ese sentido, muchos países han anunciado planes para aumentar el uso de biocombustibles como reemplazo parcial al suministro de combustibles, por lo que la producción global de biocombustibles se ha duplicado en los últimos cinco años y se espera un crecimiento similar en los próximos cuatro años. Estados Unidos de América, Canadá, Australia, Colombia, China, India, Tailandia y la Unión Europea, entre otros, han establecido metas de largo plazo para la introducción de biocombustibles. La Unión Europea ha establecido una meta de contenido de biocombustibles para el transporte de 10% antes de 2020 y el presidente George W. Bush firmó en 2007 el Energy Independence and Security Act (EISA), que exige al conjunto de productores de combustible utilizar un total de 36 mil millones de galones de biocombustible antes de 2022, lo que representa quintuplicar el nivel utilizado en 2005.

Por su parte, los países líderes en la producción de Biodiesel durante 2008 fueron Alemania con 2.2 mil millones de litros, Estados Unidos de América con 2.0 mil millones de litros, Francia con 1.6 mil millones de litros, Argentina y Brasil con 1.2 mil millones de litros y Tailandia con 0.4 mil millones de litros. Mientras tanto, muchos otros países están analizando la participación que los biocombustibles deberán tener en sus sistemas de energía en el futuro.

Actualmente en el mundo, la mayor parte de la producción de Bioenergéticos está basada en materias primas de origen agrícola y no obstante en la actualidad los biocombustibles representan una fracción poco significativa de la demanda global de combustibles para el transporte, se espera un crecimiento importante en el largo plazo, principalmente en donde existe un potencial mayor (SENER, 2009)

Las motivaciones que han impulsado a las diversas naciones a desarrollar la industria de la bioenergía y en particular biocombustibles líquidos pueden sintetizarse en tres grupos: seguridad energética, reducción de emisiones contaminantes y desarrollo agrícola.

2.1.1 Tipos de agroindustria y bioenergía

En el contexto agroindustrial se debe distinguir entre materias primas y materias procesadas. La biomasa puede ser utilizada en aplicaciones industriales en forma sólida, líquida o gaseosa y su combustión puede ser en forma pura o en sistemas integrados de energía (Ver figura 1).

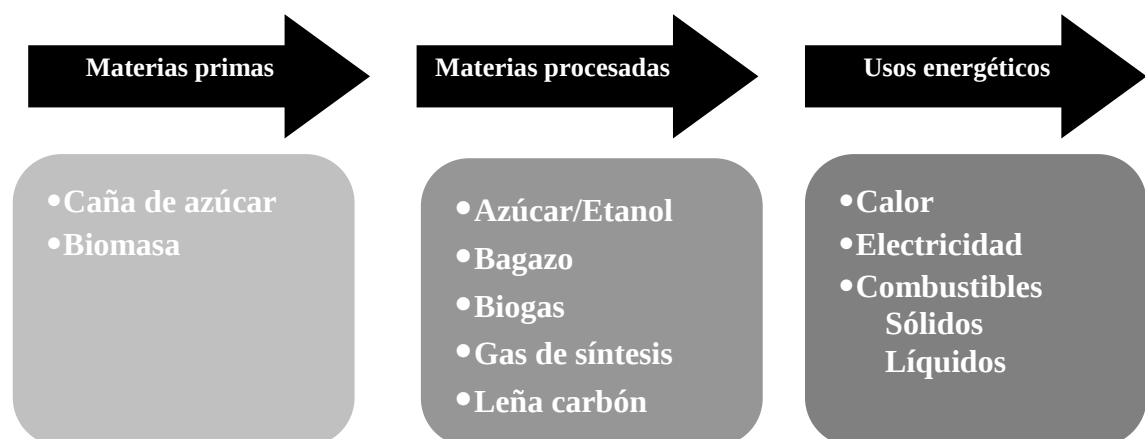


Figura 1. Ejemplo de un sistema integrado de energía

Los sistemas integrados de energía incluyen la combustión de biomasa junto con otros combustibles (en algunos países con carbón) la combustión de biogás con gas natural (el biogás está basado en el metano igual que el gas natural, por lo que existen diversos sistemas para aumentar las capacidades de las mezclas) o los combustibles de transporte.

En el corto y mediano plazos, el uso de la bioenergía y el crecimiento de dicha industria dependerá de los costos de las materias primas, la confiabilidad en su suministro, el costo y disponibilidad de otras fuentes de energía así como decisiones de política pública. Las tecnologías robustas y establecidas serán predominantes, mientras que otras tecnologías emergentes podrán aumentar su participación en el mercado. Se puede esperar también el surgimiento de nuevas industrias para el pre-procesamiento de las materias primas y el post-procesamiento de los biocombustibles. Así mismo, se podrá dar el crecimiento en paralelo de empresas de apoyo que den mantenimiento a instalaciones de producción de bioenergía o que manejen la logística de las materias primas o los biocombustibles (SENER, 2007).

Una gran parte de los gases de efecto invernadero y de otros contaminantes ambientales provienen del sector transporte, el cual será uno de los principales afectados por el alza de precios de los combustibles. Los biocombustibles líquidos representan una opción a corto plazo para complementar la transición de combustibles derivados del petróleo a combustibles renovables. Sin embargo, la sustentabilidad de la producción y el uso de biocombustibles líquidos derivados de cultivos alimenticios generan mucha controversia.

Los biocombustibles líquidos se han perfilado como candidatos potenciales para sustituir a los combustibles derivados del petróleo, principalmente en el sector transporte. Sin embargo, existe controversia porque las tecnologías establecidas actualmente para la fabricación de biocombustibles (también llamadas “de primera generación”), implican el uso de alimentos o tierras e insumos (agua, fertilizantes, etc.), que eventualmente pudieran dedicarse a cultivos alimenticios o que, en muchos casos, no producen ganancias significativas por ahorro de petróleo o mitigación de emisiones. Por ello, se ha propuesto el uso de “biocombustibles avanzados” (término actualmente preferido al de “biocombustibles de segunda generación”), los cuales utilizan materias

primas que no compiten con los alimentos y que pueden tener mejores indicadores ambientales.

En Europa se tienen ya aproximadamente 30 años de experiencia en la producción y uso de biodiesel, y en Brasil llevan también más de 30 años de investigación y uso del etanol como carburante. Tales experiencias han permitido a estos países evaluar ventajas, desventajas, rendimientos, emisiones, etc., concluyendo la que no utilice cultivos alimenticios y tengan mejores indicadores de sustentabilidad.

En 2005, un anexo a la prospectiva sobre las energías renovables en México, realizada por la SENER, contemplaba también una estimación preliminar de la disponibilidad de subproductos agrícolas o agroindustriales (Maser et al., 2005). Los materiales provenientes de residuos agroindustriales son los más disponibles actualmente y lo seguirán siendo en el futuro. Asimismo, se reconoce un gran potencial en la biomasa forestal, ver figura 2.



Figura 2. Áreas identificadas para la producción de biomasa para bioenergéticos.

Fuente: SENER

2.1.2 Situación actual de la producción de biodiésel en México

En 2007 la producción de energía primaria a partir de biomasa (incluye bagazo de caña y leña) en México, fue de acuerdo con el Sistema de Información Energética (SIE) de la Secretaría de Energía. Si bien existen varios cultivos potenciales para la producción de bioenergéticos, los considerados elegibles por la Secretaría de Agricultura, Ganadería, Desarrollo Rural, Pesca y Alimentación (SAGARPA), son la caña de azúcar, sorgo dulce, remolacha para la producción de etanol y *Jatropha*, higuerilla y palma de aceite para la producción de biodiésel (Ver figura 3).

Los potenciales productivos son estimados por el INIFAP e incluyen las tierras agrícolas de temporal en la que es susceptible la siembra de insumos para bioenergéticos; sin embargo este potencial no significa que estén disponibles para bioenergéticos.

- La caña de azúcar actualmente se cosecha en aproximadamente 700 mil hectáreas, sin embargo su potencial productivo (alto y medio) es de más de 4 millones de hectáreas.
- La remolacha azucarera es un cultivo cuya superficie registrada en México es muy incipiente, sin embargo su potencial productivo es de más de 2 millones de hectáreas, lo que lo hace un cultivo viable para la producción de bioenergéticos.
- No se tienen registros de superficies sembradas de sorgo dulce de manera comercial, sin embargo el potencial productivo de este cultivo es de poco más de 2 millones de hectáreas.
- A pesar de que la *jatropha* es un cultivo nativo de México, las superficies comerciales registradas son recientes (del 2007 a la fecha, CONAFOR a destinado apoyos para la siembra de 28 mil hectáreas), la mayoría de ellas en Chiapas. También desarrollar en la Península de Yucatán. La *jatropha* es un cultivo cuyo potencial productivo, se ubica en zonas tropicales y subtropicales del país, con más de 2 millones de hectáreas.
- La Palma de Aceite registra una superficie plantada de 27,500 hectáreas sembradas, de ésta el 75% se encuentra en Chiapas. Su mayor potencial productivo son los climas cálidos y sub cálidos húmedos, en una superficie de más de 250 mil hectáreas.



Figura 3. Zonas de potencial productivo de los cultivos que pueden contribuir a la producción de biomasa para combustibles. Fuente: INIFAP

2.1.3 Aspectos ambientales

Los beneficios generales de los biocombustibles avanzados y sus posibles desventajas ambientales han sido ya comentados en la sección 1.1.1, y son igualmente válidos para el caso de México. Adicionalmente, habría que cuidar las afectaciones a ecosistemas y la biodiversidad, sobre todo considerando que se trata de un país mega diverso. Un estudio interesante al respecto ha sido emitido por la Agencia Internacional de Energía (IEA, International Energy Agency), para el caso de especies invasoras, que se convierten en “plaga” (UNEP, 2009).

Los retrasos y problemas del campo mexicano ocasionaron que los biocombustibles fueran vistos como la “panacea”; que diversas organizaciones y confederaciones empresariales y campesinas hicieran presión política para que sus respectivos cultivos fueran favorecidos para la producción de biocombustibles de primera generación, sin contar con los estudios técnicos, sociales y económicos que avalaran estas propuestas, y ocasionando que se dejara de lado en las políticas e incentivos a los biocombustibles avanzados.

Por otra parte, el desconocimiento del tema por parte de la sociedad encasillo a los biocombustibles de primera generación por su competencia con alimentos, afectando así la aceptación de los biocombustibles avanzados. También por parte de los industriales y gobiernos locales y estatales, el desconocimiento del tema (y en ocasiones

la falta de confianza en los recursos humanos e instituciones de investigación locales) ocasionó la importación de materias primas y tecnologías de primera generación que no siempre están dando buenos resultados en nuestro país. Se espera que con los esfuerzos de divulgación que están realizando diferentes instituciones y asociaciones (incluido este documento), se contribuya a resolver los mitos y dudas sobre el tema y a crear conciencia sobre los enormes beneficios (ambientales, sociales y económicos) que pueden traer los biocombustibles avanzados en nuestro país.

2.1.4 Aspectos normativos y legislativos para el biodiesel

Existen normas de calidad para el biodiesel en EE.UU. (ASTM D6751), Europa (EN 12214) y Brasil (ANP Act 7/08), que establecen parámetros para las impurezas que pudieran quedar después de la reacción (alcohol, glicerina y otros subproductos); para la composición de ácidos grasos, estabilidad oxidativa y filtrabilidad, entre otras. Las tres normas difieren un poco en los valores permitidos.

En el año 2009 fue publicado en México, el Reglamento correspondiente a la Ley de Promoción y Desarrollo de los Bioenergéticos (SENER, 2008), el cual establece las dependencias encargadas de su aplicación y regulación como una comisión intersecretarial, que involucra además a la Secretaría de Economía y a la de Hacienda. En este reglamento del año 2009, se establecen las regulaciones de materias primas, permisos y avisos requeridos, recomendaciones para el cuidado del ambiente, etc.

2.2 Generalidades del biodiesel

En 1895 el Dr. Rudolf Diesel desarrolló un motor capaz de funcionar con aceites vegetales como combustible. En 1900 el motor Diesel fue presentado en la Feria Mundial de París operando con aceite de cacahuete. En 1912 el Dr. Rudolf Diesel dijo: “el uso de aceites vegetales como combustibles para motores puede parecer insignificante hoy, pero con el tiempo llegarán a ser tan importantes como lo son el petróleo y el carbón actualmente”.

El biodiésel posee las mismas propiedades del combustible diesel empleado como combustible para automóviles, camiones, ómnibus y puede ser mezclado en cualquier proporción con el diesel obtenido de la refinación del petróleo. La mayoría de los componentes de los aceites vegetales y grasas animales son los triglicéridos, también llamados triglicéridos. Son ésteres de ácidos grasos con glicerol.

Los triglicéridos consisten de tres ácidos grasos unidos a una molécula de glicerol. Si los tres ácidos grasos son idénticos, es un simple triglicérido. La forma más común, son los triglicéridos mezclados en el cual dos o tres tipos de ácidos grasos están presentes en la molécula. A continuación se muestra en la figura 4, un triglicérido simple y un triglicérido mezclado.

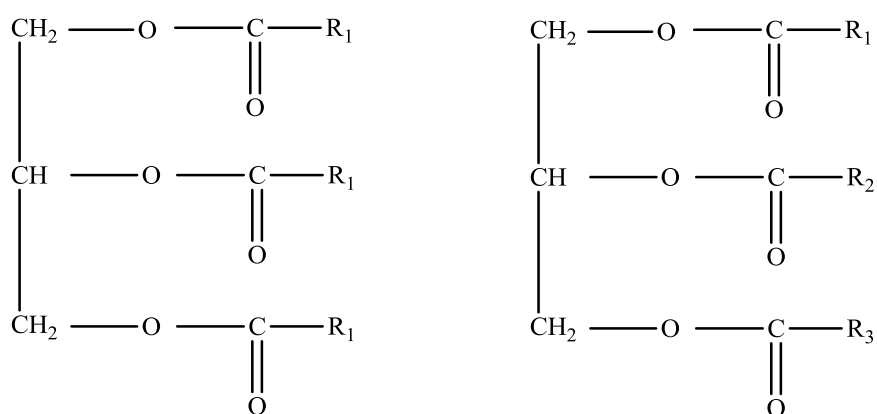


Figura. 4 Estructura molecular de un triglicérido simple y un triglicérido mezclado.

Para la obtención de biodiesel los aceites vegetales o grasas animales están sujetas a una reacción química determinada transesterificación. En esta reacción los aceites vegetales o grasas animales reaccionan en la presencia de un catalizador con un alcohol (metanol) para producir el correspondiente metil éster, de la mezcla de ácidos grasos encontrados en el vegetal o animal. Esta transformación se cataliza con metóxido de sodio.

El metanol es utilizado como un alcohol para producir biodiésel porque es el alcohol más barato, aunque otros alcoholes como el etanol o iso-propanol dan mejores rendimientos y propiedades en el biodiesel. El proceso de obtención de biodiesel, tiene como reacción representativa la siguiente, Figura 5:

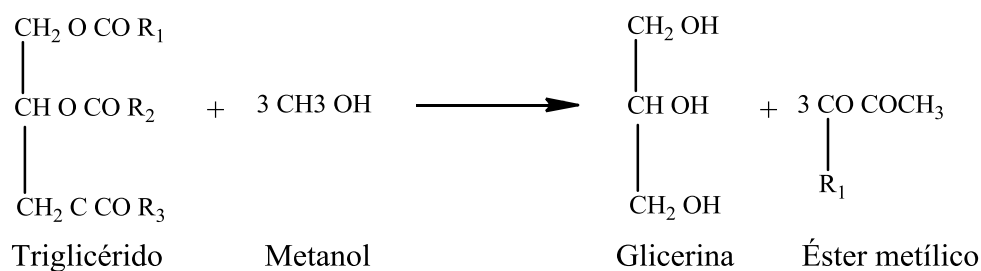


Figura 5. Reacción de transesterificación

El biodiésel tiene la ventaja de biodegradable a diferencia del diésel, por lo que se ha propuesto también como combustible para barcos. Otra ventaja es su escasa volatilidad e inflamabilidad. Adicionalmente, los motores diésel son más eficientes que los motores a gasolina debido a su alto grado de compresión y mayor temperatura de combustión, que permite una mayor eficiencia de transformación de la energía térmica en trabajo. El biodiésel tiene una mayor eficiencia de uso final y mejores balances de ciclo de vida total, debidos al menor consumo de combustible por unidad de potencia lograda o de trabajo realizado por el motor. Respecto al diésel, en las emisiones de la combustión de biodiésel no se producen óxidos de azufre, y se reduce hasta 90% de hidrocarburos aromáticos policíclicos, que son cancerígenos.

2.2.1 Materias primas para producir biodiésel

El biodiésel derivado de aceites vegetales de cultivos oleaginosos comestibles ha recibido severas críticas debido al incremento de precio que estos aceites han venido sufriendo en los últimos años (atribuido a la desviación de los aceites a la fabricación de biodiésel). Para el biodiésel de primera generación, el costo del aceite vegetal representa del 75% al 88% del costo de producción (Haas et al., 2006). Igualmente, se ha argumentado que aumentan las emisiones de gases de efecto invernadero con la fabricación del biodiésel de aceites vegetales, ya que en algunos países los cultivos de oleaginosas han desplazado a los bosques. Para evitar estos problemas, las materias primas que se han propuesto para generar biodiésel son:

- Aceites de cultivos no alimenticios.
- Aceites y grasas de desecho.

- Grasas de lodos de tratamientos de aguas residuales.
- Aceites derivados de algas.
- Aceites derivados de otros microorganismos.

Ejemplo de algunos cultivos no alimenticios, *Jatropha* ó Higuierilla, cultivados en tierras degradadas.

Sólo para grasas animales de desecho se tiene en 2006 una estimación de 0.02 Mt/año, basada en el número de bovinos sacrificados (BioTop, 2010). Para otro tipo de materias grasas (como las grasas de desecho de restaurantes y las algas) no existe un inventario formal. Este sería uno de los puntos a atender dentro de las perspectivas.

No obstante se han ya ejecutado estudios con el fin de evaluar la disponibilidad de recursos para la producción y uso de biocombustibles. Uno de ellos es el realizado en el 2008 por el grupo de biocombustibles del Instituto de Ingeniería de Baja California para identificar las fuentes de biomasa y determinar su uso potencial como materia prima para la producción de biodiesel, los materiales considerados fueron grasas animales, aceites vegetales residuales (AVR), aceite de higuierilla, *jatropha curcas* y desperdicio agrícola. Lo anterior generó como resultado una estimación de potencial energético significativa para Baja California, tan sólo los AVR producen 81, 000 GJ/año (Coronado, 2010).

2.2.2 Proceso de obtención de biodiesel y tecnologías de producción

2.2.2.1 Obtención de biodiésel

Para generar biodiesel a partir de plantas, primero debe extraerse el aceite contenido en sus semillas, ya sea por medio del prensado mecánico o mediante la extracción química (empleando solventes). En cambio, si se trata de aceite de cocina usado, debe someterse a una limpieza que remueva todos los sobrantes de alimento, calentándolo y filtrándolo. Si se trata de aceite a partir de grasa animal, también debe pasar por un proceso de limpieza y estabilización de su contenido de ácidos grasos libres.

Una vez que se tiene el aceite base limpio, se le somete al proceso principal, conocido como transesterificación, en el que se separan sus componentes para obtener biodiesel y glicerina. Este proceso se realiza mezclando el 80-90% de aceite con 10-20% de metanol y 0.35-1.5% de algún catalizador como se muestra en Figura 6 (ejemplo, hidróxido de sodio –NaOH–). Al final de este proceso, la glicerina, que es más densa que el biodiésel, puede ser separada por decantación, donde por la parte baja del contenedor sale la glicerina y por la parte superior el diesel.

Para finalizar el proceso, el biodiesel es sometido a procesos de limpieza y refinación hasta que alcanza los estándares adecuados de pureza del producto final. Los métodos implementados en el proceso de producción varían de proveedor a proveedor y el biodiésel o glicerol crudo también se trata de diferentes maneras (ver Figura 7).

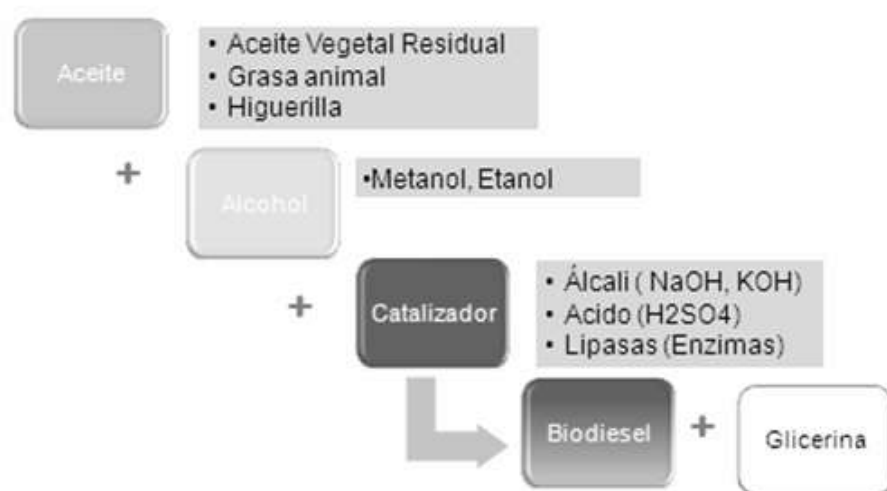


Figura 6. Reacción de obtención de biodiesel

El biodiésel puede usarse como combustible puro al 100 % (B100), como una base de mezcla para el biodiésel (B20), o en una proporción baja como aditivo de motor del 1 al 5 %. De esta forma el biodiesel se complementa y no compite con el petróleo. El biodiesel puro y mezclado se usa en motores de ignición y compresión de embarcaciones y lanchas.

2.2.2.2 Tecnologías de producción

El uso de estas materias primas para el biodiesel implica diversos retos científicos y tecnológicos que pueden ser superados mediante el uso de nuevas tecnologías de producción.

A partir de estas materias primas se consigue el biodiesel, siguiendo un proceso que incluye etapas de purificación, extracción y refinación seguido de un proceso de esterificación, con el que se consigue un combustible utilizado en motores convencionales y glicerina como subproducto.



Figura 7. Esquema general del proceso de obtención de biodiesel

La producción de biodiésel puede obtenerse de diferentes formas, que básicamente depende del tipo de catalizador utilizado, En la Tabla 1 se presenta los tipos mas comunes de catalizador utilizado, el sistema sus ventajas y desventajas

Tabla 1. Tipos de catalizadores más comúnmente utilizados para obtención de biodiesel (etapa de transesterificación)

Catalizador	Ventajas	Desventajas
Sosa o Potasa	Bajo costo de producción, tiempos cortos de reacción.	Químicos tóxicos y corrosivos. Alto costo de infraestructura. Para aceites degradados se requiere una etapa adicional de proceso y bajan los rendimientos.
Ácido	Transforman también los aceites degradados.	Químicos tóxicos y corrosivos. Alto costo de infraestructura (equipos resistentes a la corrosión).
Enzimas	Seguras, biodegradables, procesan todo tipo de aceites degradados, reutilizables si están inmovilizadas.	Tiempos más largos de reacción. Costo de las enzimas.

El modelo de producción de biodiesel se define dependiendo del nivel de ácidos grasos libres (ó FFA, por sus siglas en inglés) que posea la materia prima a procesar. Cuando la concentración de ácidos grasos libres son inferiores al 5% se les aplica un proceso cuyo paso principal se llama transesterificación (más adelante se explican sus detalles); si son mayores al 5% además del proceso de transesterificación, requieren de un proceso previo que se llama esterificación para bajar los ácidos grasos libres a menos de 5%.

Generalmente, los aceites que provienen de plantas tienen menos de 5% de ácidos grasos libres, mientras que los aceites de cocina usados o las grasas animales tienen más de 5%.

2.2.3 Subproductos de la fabricación de biodiesel

Independientemente de la tecnología de producción de biodiesel que se utilice, el subproducto principal es la glicerina. Por cada tonelada de biodiesel se produce un poco más de 100 kilos de glicerina. Sin embargo, el grado de pureza (o los pasos de purificación que se requieren para tener glicerina pura) sí depende de la tecnología empleada.

Cuando se usan ácidos o bases fuertes como catalizadores (aceleradores de la reacción), la glicerina requiere una mayor purificación, mientras que la glicerina obtenida cuando se usan enzimas como catalizadores es más pura.

La glicerina puede aplicarse como ingrediente en cosméticos, medicamentos y productos alimenticios, así como en la síntesis de diversos químicos, polímeros, anticongelantes, lubricantes y como solvente “verde” (ya que la glicerina es biodegradable y no tóxica). También se propuso recientemente su aplicación para absorber derrames de petróleo con la ventaja de poder reutilizar el petróleo absorbido (Sandoval, 2010).

Otros subproductos que se pueden generar, son sales, catalizador, agua y otras impurezas, resultado del resto de las etapas que conforman al proceso de obtención de biodiesel como, neutralización, lavado y neutralización.

2.2.4 Ventajas de uso de biodiésel

De las principales ventajas de aplicación de biodiésel se pueden incluir las siguientes:

- Se puede obtener a través de fuentes renovables, así como de aceites reciclados.
- En México se pueden emplear varios tipos de cultivos oleaginosos para su obtención.
- El uso de biodiesel permite reducir emisiones contaminantes como es el caso del monóxido de carbono, hidrocarburos, así como partículas (en la medida en que se emplea una mezcla con mayor contenido de biodiesel, las emisiones de los contaminantes citados tienden a reducir considerablemente).
- Tiene mayor lubricidad y por tanto permite alargar la vida del motor y reducir su ruido. (con una mezcla de 1% de biodiesel puede mejorar la lubricidad en un 30%)
- Mayor poder disolvente, que hace que no se produzcan depósitos de carbón en los conductos internos del motor y por tanto permite mantener limpio el interior de este. Asimismo mantiene limpios los inyectores.

Solo por mencionar algunas.

2.3 Conceptos básicos para un análisis de exergía

En esta parte del capítulo 2 se presentan los elementos fundamentales necesarios para realizar el análisis termodinámico del proceso. Se comienza con los conceptos básicos de la primera y segunda ley de la termodinámica y su aplicación en los procesos. Esta parte es de gran importancia para la comprensión del análisis de exergía de procesos, pues describe los antecedentes y sus fundamentos. En la segunda parte se enfoca este análisis en los componentes de mayor interés que constituyen al análisis del presente trabajo.

2.3.1 Primera ley de la termodinámica

En las unidades de operación (equipos) que se manejan en los procesos de obtención de biodiesel se utilizan considerables cantidades de energía en forma de calor y/o trabajo, es por ello que es de gran interés conocer el consumo de energía en cada operación, etapa o proceso, así como el grado de aprovechamiento de ésta para tener los elementos técnicos que permitan hacer propuestas a reducir el consumo de energía. Esto se puede realizar mediante la aplicación de la primera y segunda ley de la termodinámica, por lo que a continuación se hace una breve descripción de estas leyes.

La primera ley establece que: para un sistema abierto con flujo estable, la cantidad neta de energía como calor y cualquier forma de trabajo es igual a la energía almacenada de la materia que sale del sistema menos la energía almacenada de la materia que entra al sistema (Cengel, 1998). Esta ley se utiliza para realizar los balances de energía en los procesos térmicos.

La ecuación de la primera ley aplicada a un volumen de control (vc) en estado estacionario es:

$$\dot{Q}_{vc} + \sum_e \dot{m}_e \left(h_e + \frac{v_e^2}{2} + gz_e \right) = \dot{W}_{vc} + \sum_s \dot{m}_s \left(h_s + \frac{v_s^2}{2} + gz_s \right) \quad (2.1)$$

Flujo de energía entrante = Flujo de energía saliente

Donde $\dot{m}$ es el flujo másico, $\dot{Q}$ el calor transferido, $\dot{W}$ el trabajo intercambiado, vc representa que se trata de un volumen de control, v velocidad de flujo, g gravedad, z la distancia que recorre el flujo, h son las entalpías, e son referentes al flujo entrante y s flujo de salida.

Aunque la primera ley puede determinar los requerimientos de transferencia de energía en la forma de calor y trabajo útil en un proceso, por cambios específicos de las corrientes, no puede dar información para determinar si la energía es usada de forma eficiente, esto es si esta disponible (Morán M., 1998).

2.3.2 Segunda ley de la termodinámica

La segunda ley trata de la calidad de la energía, específicamente, de la degradación de la energía, la generación de entropía y las pérdidas de oportunidades para realizar un trabajo (Rivero, 1994).

En la segunda ley de la termodinámica se postula la entropía, S , como una función de estado que permite describir el sentido en que ocurren los procesos y la manera como se emplea la energía en los mismos (Szargut, 1980). El balance de entropía para un sistema abierto de régimen estacionario es:

$$\sum_s \dot{m}_s s_s - \sum_e \dot{m}_e s_e = \sum_j \frac{Q_j}{T_j} + \sigma \quad (2.2)$$

Cambio del sistema = Transferencia de calor + Generación de entropía

Donde $\dot{m}$ es flujo másico, s son las entropías, Q el calor transferido a una temperatura T y d la entropía generada, e son las entradas y s salidas. (modificar simbología una vez terminada la tesis)

En la medida en que se genera entropía, se está desaprovechando el potencial energético de los cuerpos y, por consiguiente, la eficiencia del uso de energía disminuye (Bejan A., 1996). La entropía se genera por causa de irreversibilidades termodinámicas inherentes al proceso.

2.3.3 Análisis de exergía

El análisis de exergía es un método basado en la aplicación simultánea de dos leyes fundamentales de la termodinámica en un sistema. Este análisis es adecuado para determinar la localización, tipo, magnitud real de desperdicio, irreversibilidades y eficiencia de los procesos termodinámicos (Ahern, 1980). A continuación se describe que es exergía, sus formas y clasificación.

2.3.3.1 Exergía

La exergía de un sistema es una medida de calidad de la energía que contiene y de su alejamiento con respecto al medio que lo rodea.

En términos técnicos, la exergía es una propiedad termodinámica de un sistema cuyo valor es igual al trabajo máximo que puede obtener un sistema como resultado de sus condiciones de temperatura, presión composición, posición, velocidad, etc., con respecto a un sistema de referencia especificado. Todo sistema cuyas condiciones sean diferentes que las del medio ambiente, tendrá el potencial para hacer que un proceso se efectué o para producir un cambio (Rivero, 1994).

La exergía, como la energía, puede transferirse hacia o desde un sistema en tres formas, ver figura 8: calor, trabajo y materia. Esta transferencia es reconocida en la frontera del sistema cuando la exergía la cruza, por lo que representa la exergía ganado o pérdida por un sistema durante un proceso. Las únicas dos formas de interacción de exergía asociadas con una masa fija o sistema cerrado son de calor y de trabajo.



Figura 8. Formas de exergía

Transferencia de exergía por materia. La masa contiene exergía, así como energía y entropía, y los contenidos de éstas en un sistema son proporcionales a la masa. El flujo másico es un mecanismo para transportar exergía, entropía y energía dentro o fuera de un sistema. Cuando una cantidad de masa entra y sale lo acompaña una cantidad de exergía.

La determinación de la exergía de una corriente constituye una parte medular en el análisis de exergía de un proceso. Tal exergía esta constituida por las llamadas inercial y sustancial.

La primera esta determinada por la exergía cinética y la exergía potencial y la segunda tiene contribuciones: la exergía física y la exergía química (Rivero, 1994). Comparativamente hablando, la exergía sustancial es habitualmente la más importante de las dos en cuanto a su valor relativo para una corriente específica. De los componentes de la exergía sustancial, la exergía física depende de dos aspectos: 1) la diferencia de temperatura entre la materia y el medio ambiente, y 2) la diferencia de la presión entre materia y medio ambiente, la exergía física se puede representar con la siguiente expresión:

$$Ex_f = \left[(h - h_0) - T_0(s - s_0) + \frac{v^2}{2} + gz \right] \quad (2.3)$$

En el caso de la exergía química, ésta se integra de la exergía resultante de hacer reaccionar la sustancia de interés con otras que existen en el estado muerto para producir sustancias que existen en tal estado, así como de otra fuente importante de exergía obtenida por la diferencia de la concentración que tienen las sustancias estables producidas y la concentración que tienen en estado muerto. En la figura 9 se muestra de forma resumida.



Figura 9. Exergía de la materia

Existen diversos métodos para el cálculo de la exergía química estándar de sustancias orgánicas, principalmente se emplean cuando las sustancias no se encuentren reportadas (Montero, 1998)

Para este trabajo se selecciono el método de energías libres de formación de Gibbs. De acuerdo a lo propuesto por Kotas (Kotas, T.J., 1985) y Szargut (Szargut, 1980), la exergía química estándar de un compuesto orgánico o inorgánico identificable Ex_q° , puede estimarse a partir de los valores de formación de Gibbs, ΔG°_f del compuesto y las exergías químicas estándar de los elementos (ver tabla 3) que lo integran según la ecuación 2.4.

$$Ex_q = \Delta G^\circ_f + \sum n_i (Ex_{q^\circ i}) \quad (2.4)$$

Donde, ΔG°_f es la Energía libre de formación de Gibbs de la sustancia, n_i y $Ex_{q^\circ i}$ representan el número de moles del elemento i presentes en el compuesto y la exergía química de los elementos que lo constituyen, respectivamente.

Tabla 2. Exergía química estándar de los elementos constituyentes del metil ricinoleato ($C_{19}H_{36}O_3$)

I	n_i	$Ex_{q^\circ i} \text{ (kJ/kmol)}$	$n_i Ex_{q^\circ i}$
C	19	410,260	7.794 E6
H ₂	18	236,100	4.249 E6
O ₂	1.5	3,970	5,955
$\sum n_i Ex_{q^\circ i}$			12.048 E6

En resumen, para al momento de analizar y cuantificar la exergía con flujo de materia se debe considerar la exergía inercial y sustancial, como se representa con la siguiente ecuación:

$$Ex_m = m \left[(h - h_o) + \left(\frac{v^2 - v_o^2}{2} \right) + g(z - z_o) + \Delta G^\circ_f \sum n_i (Ex_{q^\circ i}) - T_o(S - S_o) \right] \quad (2.5)$$

Donde h son las entalpías, T temperatura, s las entropías, v velocidad de flujo, g gravedad y z distancia respecto al suelo; e son entrada y s salidas. El subíndice o describe el estado cuando existe un equilibrio termodinámico con el ambiente de referencia.

Transferencia de exergía de calor y trabajo. Siempre es posible producir trabajo a partir del calor a una temperatura superior a la temperatura ambiente, transfiriéndolo a una máquina térmica que rechaza hacia el ambiente el calor de desperdicio. Por consiguiente la transferencia de calor esta acompañada de transferencia de exergía de calor.

$$Ex_Q = Q\theta \quad (2.6)$$

Q representa al calor transferido, y θ el factor de Carnot,

$$\theta = \left(1 - \frac{T_o}{T}\right) \quad (2.7)$$

T , es la temperatura de la fuente térmica y T_o la temperatura del medio ambiente. La exergía es el potencial de trabajo útil, y la transferencia por trabajo puede expresarse simplemente como se describe en la ecuación 2.8, Donde W representa al trabajo y Ex_w a la exergía por trabajo.

$$Ex_w = W \quad (2.8)$$

2.3.3.2 Balance de exergía

Para el caso de un volumen de control se obtiene al incorporar las transferencias de exergía que acompañan los flujos de masa, calor y trabajo de ingreso y salida del sistema. El resultado es la ecuación 2.9:

$$\Sigma Ex_Q - \Sigma Ex_w + \Sigma Ex_{me} = \Sigma Ex_{ms} + W + \Sigma I \quad (2.9)$$

Donde el subíndice *e*, aplica a la entrada de flujo y *s* a la salida de flujo del sistema, *I* corresponde a las irreversibilidades del sistema y *W* al trabajo ejercido.

2.3.3.3 Eficiencia

Las eficiencias de la primera y segunda ley de la termodinámica son llamadas eficiencia de energía y exergía, respectivamente. Es de esperarse que las eficiencias de exergía sean usualmente menor que las eficiencias de energía, porque las irreversibilidades de los procesos destruyen una parte de la exergía de entrada. Estas irreversibilidades son la base de todo análisis de energía y exergía.

La eficiencia esta definida como:

$$\eta = \frac{Ex_{salida}}{Ex_{entrada}} = \frac{Ex_{entrada} - I}{Ex_{salida}} \quad (2.10)$$

Esta forma de eficiencia energética η , llamada la eficiencia racional, es definida por Kotas (Kotas, T.J., 1985) como la relación de la exergía a la salida Ex_{salida} (recuperada) sobre la exergía a la entrada $Ex_{entrada}$ en un sistema (suministrada).

En cualquier caso si los procesos son reversibles $\eta = 1$. Este límite superior significa que a diferencia del análisis basado en el rendimiento energético, existe un valor propio para la comparación del rendimiento energético al cual se debe aspirar, y este es 100 % (Szargut, 1980).

2.4 Simulador ASPEN Plus ®

Aspen Plus, es un simulador modular secuencial que cuenta con diversas funciones avanzadas, tales como, diseño detallado de intercambiadores de calor, simulación dinámica, modelado de procesos por lotes y muchas más funciones adicionales. También tiene una instalación que permite el uso de un enfoque basado en ecuaciones de algunos modelos. Lo cual permite el planteamiento de especificaciones de diseño durante el modelado del proceso.

Es aplicable para casi todos los aspectos de un proceso de ingeniería, desde la etapa de diseño hasta el análisis de costo y rentabilidad. Cuenta con una biblioteca de modelos integrados para las columnas de destilación, separadores, intercambiadores de calor, reactores, etc., también se puede personalizar modelos y propiedades.

Los modelos están creados por sub rutinas de Fortran y hojas de trabajo de Excel, cuenta con una base de datos de propiedades con parámetros físicos y termodinámicos. En caso de que algún parámetro no se encontrara, puede ser estimado automáticamente por varios métodos de grupos de contribución.

Las ventajas de utilizar un simulador de flujo de procesos son, reducir los experimentos de laboratorio y corridas piloto en planta durante la investigación y desarrollo de la planta. Durante la etapa de diseño permite un desarrollo más rápido con simples comparaciones de las distintas alternativas. Finalmente, en la etapa de producción puede utilizarse sin riesgo para el análisis de varios escenarios hipotéticos.

2.4.1 Definiendo un diagrama de flujo

Un diagrama de flujo representa el flujo de masa y energía a través de varios equipos (unidades), en una planta en operación. Con el objetivo de reflejar la relación entre todas las corrientes y unidades. Previo a utilizar el simulador es importante haber realizado diagrama de flujo para facilitar el programa.

El diagrama de flujo del proceso se construye adicionando etiquetas de identificación a cada corriente y unidad del proceso, así como la identificación de entradas y salidas del proceso, como se muestra en la figura 10.

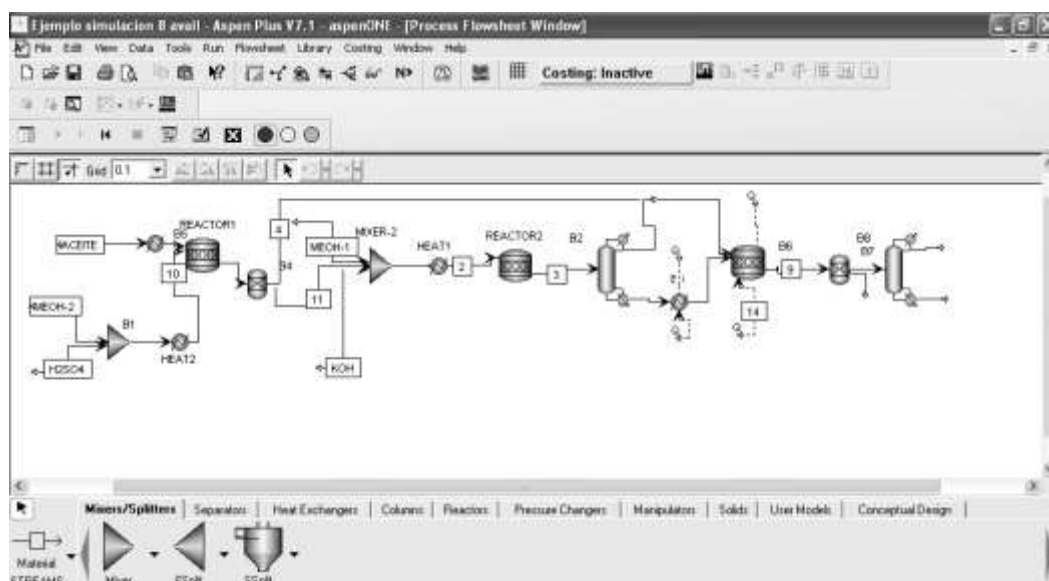


Figura 10. Ejemplo de diagrama de flujo

2.4.2 Ingreso de información

Las seis clases principales de información requerida en cada documento de entrada son:

Tabla 3. Descripción de tipos de información de ingreso requerida por Aspen ®

No.	Tipo de información	Descripción
1	Información general	Título y descripción del problema de referencia. Opciones que se deseen configurar predeterminadamente para el programa. Por ejemplo, selección de unidades, formatos de salida y tolerancia de convergencias.
2	Información de componentes	Identificar los componentes químicos que serán utilizados en la simulación.
3	Información termodinámica	Elegir el método de estimación termodinámica a utilizar.
4	Información de corrientes	Definir la entrada de corrientes de flujo: temperatura, presión, caudal y composición.

5	Conectividad del diagrama de flujo	Definir en el diagrama de flujo las interconexiones de corrientes entre las unidades de operación.
6	Información de unidades de operación	Selección de unidades de operación, definiendo el tipo de bloque y especificando sus condiciones de operación.

Capítulo 3:

Materiales y métodos

3 MATERIALES Y METÓDOS

3.1 Método de análisis de exergía

La aplicación de un método de análisis de exergía permite identificar las áreas críticas en los que es necesario aplicar alguna medida de ahorro de energía, logrando la disminución en el consumo y un uso más eficiente. El sistema tomado como caso de estudio, es un proceso de producción de biodiésel, cuya capacidad de producción es de 727.08 toneladas de biodiésel por año.

La metodología empleada consta de los siguientes pasos (ver figura 11):

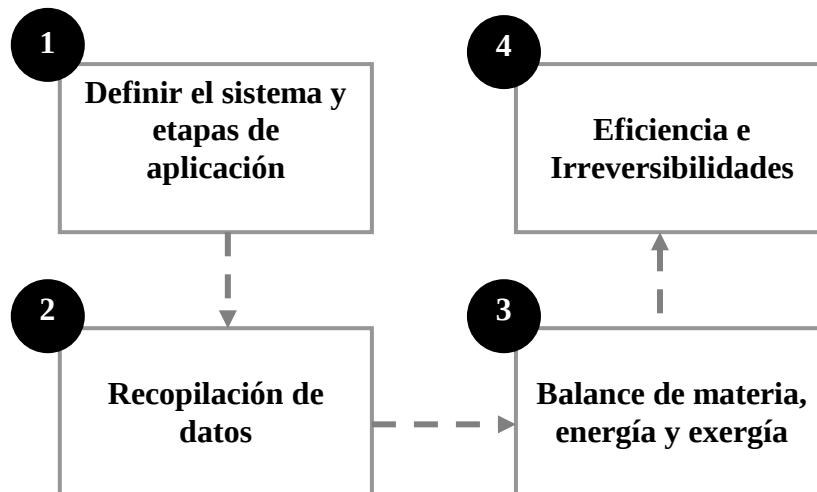


Figura 11. Metodología de análisis de exergía

1. Definir el sistema y etapas de aplicación

- Se elige el sistema bajo estudio, que es el proceso de obtención de biodiésel vía catálisis alcalina.
- Se seleccionan las etapas a evaluar del proceso: pre-tratamiento, transesterificación, separación, neutralización y secado de biodiésel.

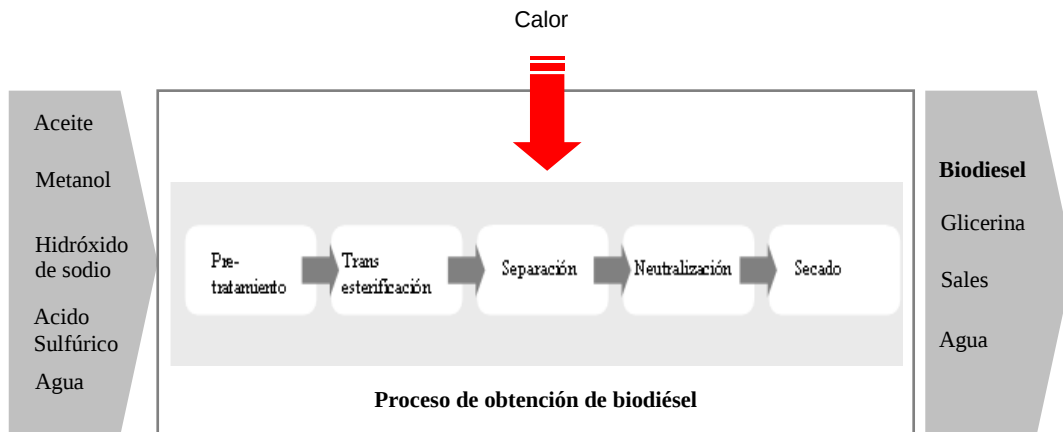


Figura 12. Diagrama de bloques

2. Recopilación de datos

- Se seleccionan los componentes (materias primas) involucrados en el proceso.
- Se elabora el diagrama de flujo del proceso, incluyendo las corrientes de energía y de materia que se muestran en un diagrama de flujo en cada equipo (bloque).
- Se realiza una descripción del proceso de obtención de biodiésel
- Se establecen las propiedades físicas, reacciones químicas y el modelo termodinámico a trabajar para llevar a cabo el balance de masa, energía y exergía del proceso de obtención de biodiésel.
- Se realiza una matriz topológica que sirve para trazar información de flujo, equipo y etapa al aplicar los balances y análisis de exergía.
- Se utiliza el software de Simulador ASPEN Plus ®, que emplea modelos matemáticos determinísticos para conocer algunas propiedades termodinámicas y simular el funcionamiento de cada equipo involucrado en el proceso e identificar y comprender el comportamiento de las etapas y de los equipos del proceso de obtención de biodiésel.

3. Balance de materia, energía y exergía

- Se calcula el flujo de masa y energía para cada equipo del proceso con el simulador.

- Se representa el balance de masa y energía del proceso de obtención de biodiesel en una hoja de cálculo (Excel), a través del ordenamiento de los cálculos generados por el simulador, de manera que estén disponibles para continuar con el balance de exergía.
- Se calcula las formas de exergía para cada equipo del proceso (masa, calor y trabajo) como se menciona en el capítulo 2 y empleando una hoja de cálculo (Excel) y se realiza el balance de exergía.

4. Eficiencia e Irreversibilidades

El balance de exergía permite determinar la eficiencia e irreversibilidades por equipo, etapa y proceso completo de producción de biodiésel, aplicando las ecuaciones mencionadas en el capítulo 2.

3.2 Descripción del Proceso

Para llevar a cabo la modelación del proceso se seleccionó el proceso de obtención de biodiésel a partir de aceite de higuera vía catálisis alcalina.

El proceso está dividido en cinco etapas: pre-tratamiento, transesterificación, separación, neutralización y secado, para la obtención del biodiesel.

Pre-tratamiento

El objetivo de esta etapa es reducir el contenido de ácidos grasos en la acidez del aceite de higuera. La reacción se lleva a cabo en un reactor a una temperatura de 60 °C, con adición de metanol y utilizando ácido sulfúrico como catalizador. Los ésteres obtenidos, son lavados y entran al reactor de neutralización.

Transesterificación

La reacción de transesterificación se realiza, operando a temperaturas de 60 °C y a presión atmosférica. Se introduce al reactor de transesterificación (REACTOR 2) el aceite de higuera con el catalizador (NaOH disuelto en metanol) y un exceso de metanol, con el objeto de maximizar el rendimiento de la operación.

Separación

Los productos resultantes de la reacción de transesterificación pasa a un tanque decantador (DECANT1), donde el producto es lavado y tiene un tiempo de reposo para la separación de las fases, que consiste en separar la fase pesada (contiene glicerina, parte del exceso de metanol y casi la totalidad del jabón). Por último después de la etapa de neutralización en un tanque flash (FLASH 2) se separan las sales que contiene la glicerina.

Secado

Se elimina parte del metanol y el agua que se encuentra en el metil éster (biodiésel crudo) en un equipo flash (FLASH 1). Una vez purificado el metil éster es enfriado a través de un intercambiador para su manipulación final.

Neutralización

Se neutraliza el catalizador alcalino por adición de ácido sulfúrico concentrado en las corrientes de salida de los tanques decantadores (DECANT1 Y DECANT2) del proceso. En la Tabla 4 se describe la operación clave de cada etapa del proceso

Tabla 4. Etapas de proceso de obtención de biodiésel

No. etapa	Etapa del proceso de obtención de biodiésel	Operación
1	Pre-esterificación	• Preparar catalizador ácido. • Llevar a temperatura de reacción de 60 °C y presión atmosférica los materiales de alimentación del reactor. • Reducir el contenido de ácidos grasos en la acidez.
2	Transesterificación	• Preparar catalizador alcalino. • Alimentar la relación molar metanol-aceite requerida para la transesterificación 6:1. • Llevar a temperatura de reacción de 60 °C y presión atmosférica los materiales de alimentación del reactor. • Optimizar el rendimiento de la operación con un

		exceso de metanol.
3	Separación	• Separar la fase pesada (contiene glicerina, parte del exceso de metanol y casi la totalidad del jabón). • Separar sales de glicerina
4	Secado	• Eliminar parte del metanol y el agua que se encuentra en el biodiésel.
5	Neutralización	• Llevar a temperatura de reacción de 60 °C y presión atmosférica los materiales de alimentación del reactor • Reducir grado de acidez • Precipitar sales

3.3 Selección de componentes

Los siguientes componentes representan las especies químicas presentes en el proceso de obtención de biodiésel (Tabla 5):

Tabla 5. Relación de componentes seleccionados

Nombre	Fórmula	Identificación Aspen	Tipo
Hidróxido de sodio	NaOH	Sodium – Hydroxide	Convencional
Metanol	CH ₄ O	Methanol	Convencional
Agua	H ₂ O	Water	Convencional
Glicerina	C ₃ H ₈ O ₃	Glycerol	Convencional
Metil ricinoleato	C ₁₉ H ₃₆ O ₃	Methyl –Ricinoleate	Convencional
Triricinoleína	C ₅₇ H ₁₀₄ O ₉	Triricinolein	Convencional
Ácido sulfúrico	H ₂ SO ₄	Sulfuric-Acid	Convencional
Sulfato de sodio	K ₂ SO ₄	Sodium-Sulfate	Convencional
Ácido oleico	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	Oleic-Acid	Convencional

El aceite de higuera está compuesto de triglicéridos los que a su vez están conformados del 90 % de ácido ricinoleico por lo que se consideró la triricinoleína como componente representativo del aceite de higuera en la presente simulación.

El metil ricinoleato, es el éster correspondiente del ácido ricinoleico y principal producto de la reacción de transesterificación, que representa al biodiésel. El subproducto de dicha reacción es la glicerina. Esta reacción es catalizada con hidróxido de potasio y la mezcla producto es neutralizada con la adición estequiométrica de ácido sulfúrico separando las sales (Sulfato de sodio) producto de la neutralización.

3.3.1 Composición de corrientes de entrada

Describe la relación de composición de corrientes de entrada para unidad de operación (equipo), ver tabla 6.

3.3.2 Propiedades Físicas

Los modelos termodinámicos utilizados para calcular propiedades físicas en Aspen Plus® están agrupados por métodos de propiedades termodinámicos, como son, Ideal, Redlich-Kwong-Soave, and NRTL (Non-Random Two Liquid), etc.

Para iniciar la simulación es necesario definir cuál es el método de propiedades termodinámico principal adecuado en base al tipo de proceso, componentes, entre otras características,

Una vez que es seleccionado el modelo termodinámico principal, y que se empieza a trabajar con él, es posible llamar a otros métodos de propiedades termodinámicos, especialmente en sistemas de separación líquido-líquido.

En el caso de esta simulación, se seleccionó NRTL (Non-Random Two Liquid) como método de propiedades termodinámico principal, por la exactitud y confiabilidad de los resultados, además de ser recomendado para el uso en componentes altamente polares en el proceso, como son, metanol y glicerina. Para el caso de los decantadores líquido-líquido que intervienen en el proceso, se seleccionó el método de propiedades termodinámica UNIFAC (Dortmund modified).

Tabla 6. Composición de corrientes de entrada

UNIDAD DE OPERACIÓN	1	2			3		4		5	
	INTER1	MEZ1			MEZ2		REACT1		REACT2	
Corriente	58	Acidsul	Metanol	Metanol	Hidrox	5	Aceite	2	12	16
Fase	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Mixta	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Flujo másico (Kg/h)										
Fracción másica	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
METANOL	—	—	1.000	1.000	—	0.817	—	0.583	0.026	0.938
ACIDOSUL	0.002	1.000	—	—	—	—	—	0.417	0.014	—
C57H1-01	—	—	—	—	—	—	0.966	—	0.921	—
C18H3-01	—	—	—	—	—	—	0.034	—	—	—
AGUA	—	—	—	—	—	0.176	—	—	0.005	0.008
C19H3-01	0.997	—	—	—	—	0.006	—	—	0.034	—
C3H8O-01	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
NAOH	0.001	—	—	—	1.000	—	—	—	—	0.053
NA2SO-01	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Temperatura (K)	357	328	333	333	333	299	333	332	333	348
UNIDAD DE OPERACIÓN	6	7			8		9	10	11	12
	REACT3	DECANT1			DECANT2		FLASH1	FLASH2	SPLIT1	SPLIT2
Corriente	8	13	Agua1	7	Agua2	15	9	29	53	49
Fase	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Flujo másico (Kg/h)										
Fracción másica	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
METANOL	0.218	0.362	—	0.094	—	0.076	0.007	0.272	1.000	—
ACIDOSUL	0.033	0.290	—	0.069	—	0.012	0.002	0.113	—	—

UNIDAD DE OPERACIÓN (continuación)	6 REACT3		7 DECANT1		8 DECANT2		9 FLASH1	10 FLASH2	11 SPLIT1	12 SPLIT2
C57H1-01	—	—	—	0.805	—	—	—	—	—	—
C18H3-01	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
AGUA	0.473	0.348	1.000	0.002	1.000	0.005	0.001	0.432	—	1.000
C19H3-01	—	—	—	0.030	—	0.818	0.989	—	—	—
C3H8O-01	0.255	—	—	—	—	0.082	—	0.159	—	—
NAOH	0.022	—	—	—	—	0.008	0.001	—	—	—
NA2SO-01	—	—	—	—	—	—	—	0.024	—	—
Temperatura (K)	333	333	333	333	333	333	333	333	333	333
UNIDAD DE OPERACIÓN	13 INTER 1		14 INTER2		15 INTER3		16 INTER4		17 INTER5	
Corriente	54	10	48	23	31	56	61	30	Meta3-1	3
Fase	Liquida	Liquida	Liquida	Vapor	Liquida	Liquida	Liquida	Vapor	Mixta	Liquida
Flujo másico (Kg/h)										
Fracción másica	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
METANOL	1.000	0.171	—	0.690	—	—	—	0.817	0.817	—
ACIDOSUL	—	0.140	—	—	0.002	—	—	—	—	1.000
C57H1-01	—	—	—	—	—	0.966	—	—	—	—
C18H3-01	—	—	—	—	—	0.034	—	—	—	—
AGUA	—	0.461	1.000	0.310	—	—	—	0.176	0.176	—
C19H3-01	—	—	—	—	0.997	—	—	0.006	0.006	—
C3H8O-01	—	0.197	—	—	—	—	—	—	—	—
NAOH	—	—	—	—	0.001	—	1.000	—	—	—

NA2SO-01	—	0.030	—	—	—	—	—	—	—	—
UNIDAD DE OPERACIÓN	13		14		15		16		17	
(Continuación)	INTER 1		INTER2		INTER3		INTER4		INTER5	
Temperatura (K)	298	342	298	342	383	298	298	383	350	298

3.3.3 Reacciones químicas

Las reacciones químicas necesarias para la simulación del proceso de obtención de biodiesel son:

Tabla 7. Reacciones químicas del proceso

Etapa	Reacción		Producto principal
Pre esterificación	$C_{18}H_{34}O_2 + CH_4O$	$\longrightarrow H_2O + C_{19}H_{36}O_3$	Biodiesel
	$NaOH + CH_4O$	$\longrightarrow NaOCH_3 + H_2O$	Metóxido de Sodio
Trans esterificación	$3 CH_4O + C_{57}H_{104}O_9$	$\longrightarrow 3 C_{19}H_{36}O_3 + C_3H_8O_3$	Biodiesel
Neutralización	$2 NaOH + H_2SO_4$	$\longrightarrow Na_2SO_4 + 2 H_2O$	Sulfuro de sodio

3.3.4 Matriz topológica

Consiste en describir los cambios entre cada flujo, etapa y equipo del proceso de obtención de biodiésel, ver tabla 8.

Tabla 8. Matriz topológica

Etapa	Unidad	Corriente					Operación
			Entrada			Salida	
Pre-esterificación	MEZ1	1	3	—	2	—	Mezclador catalizador ácido
	INTER1	2	—	—	4	—	Calentador de mezcla ácida
	INTER 2	5	—	—	6	—	Calentador de aceite
	REACT1	6	4	—	7	—	Reactor pre-esterificador
	DECANT1	19	7	—	12	13	Lavador de aceite pre-esterificado
Transesterificación	MEZ2	17	18	14	16	—	Mezclador catalizador alcalino
	INTER3	16	—	—	28	—	Enfriador de agua
	REACT2	12	28	—	15	—	Reactor transesterificador
Separación 1	DECANT2	27	15	—	8	9	Lavador de separación de fases
Secado	FLASH1	9	—	—	30	31	Secador de biodiesel
	INTER4	31	—	—	32	—	Enfriador de biodiesel
Neutralización	REACT3	8	13	—	29	20	Reactor removedor de catalizador
Separación 2	FLASH2	29	—	—	10	11	Lavador de fase pesada

3.4 Resultados de Simulación

El resultado de la simulación del proceso de obtención de biodiésel fue la estimación de propiedades termodinámicas a través de la simulación del funcionamiento de cada equipo involucrado en el proceso e identificar y comprender el comportamiento de las etapas y de los equipos del proceso de obtención de biodiésel.

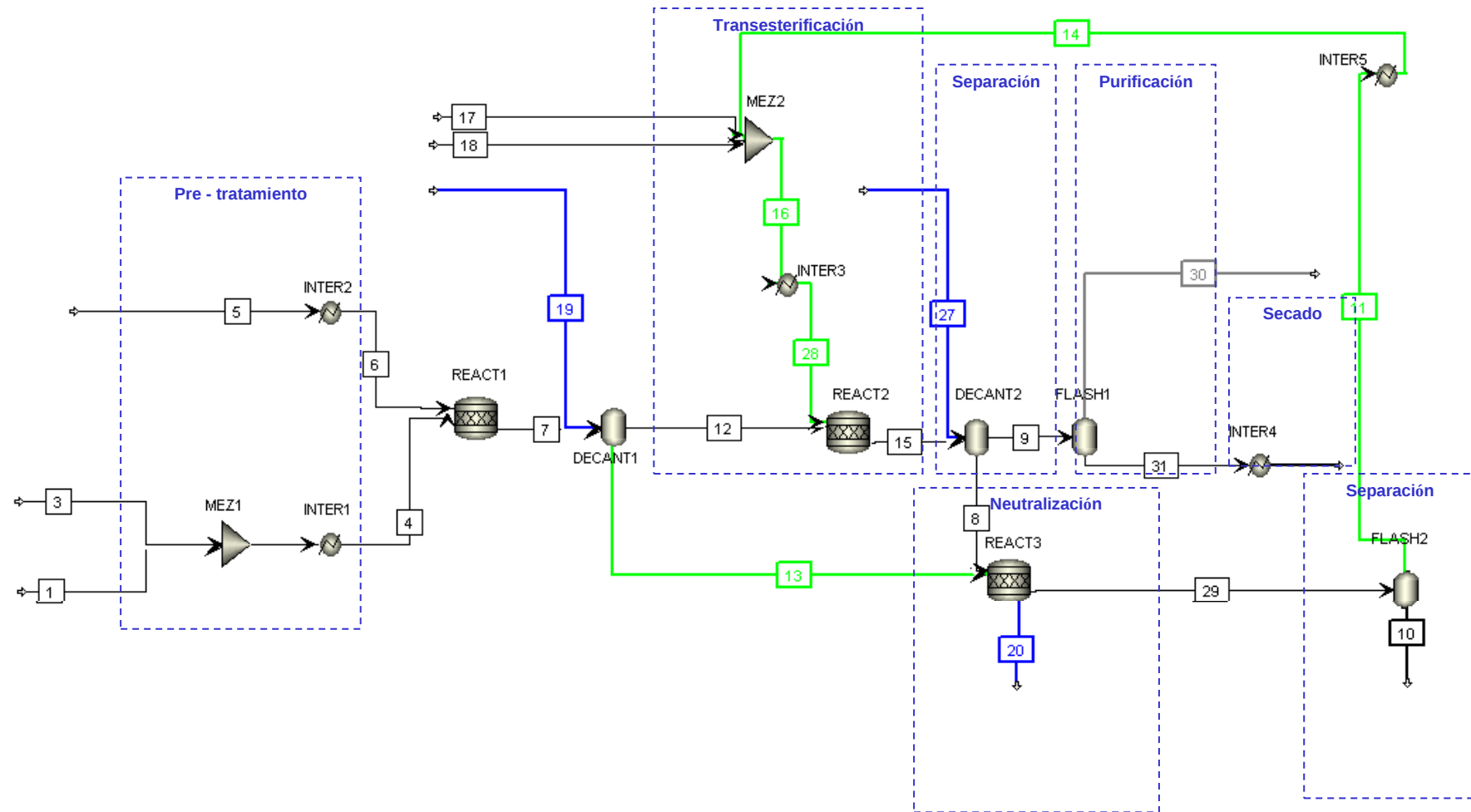
Esta simulación también provee una descripción útil del proceso de obtención de biodiesel a partir de aceite de higuera. La simulación puede ser utilizada como una guía para el entendimiento del proceso de producción. Asimismo puede servir como un punto de partida para simulaciones con diferentes materias primas en el diseño de planta y especificaciones de equipos de proceso.

Los resultados generados por el simulador ASPEN Plus ® se encuentran en el Anexo 1.

3.4.1 Diagrama del proceso de obtención de biodiesel.

Representa cada equipo involucrado en el proceso e identifica las etapas y los equipos del proceso de obtención de biodiésel, ver figura 11.

Figura 11. Diagrama del proceso de obtención de biodiésel dividido por etapa.



3.5 Validación del cumplimiento de especificaciones de acuerdo a ASTM D6751

En la siguiente tabla es un comparativo de las especificaciones para las propiedades requeridas del biodiesel B100 Grado S15 y S500 para usarse como componente de mezclas (ASTM D6751).

Tabla 9. Comparativo ASTM Biodiesel vs Simulación

Comparativo ASTM Biodiesel			
	Unidades	ASTM	Simulación
Calcium and Magnesium, combined	ppm (mg/g)	5 max	
Flash point (closed cup)	C	93 min	
Alcohol control			
One of the following shall be met:			
1. Methanol content	mass%	0.2 max	6.42704E-4
2. Flash point	C	130 min	
Water and sediment	%volume	0.050 max	4.06086E-5
Kinematic viscosity, 40°C	mm ² /s	1.9-6.0B	
Sulfated ash	mass%	0.020 max	0.000
SulfurC	mass% ppm	0.0015 max	
Copper strip corrosion		No. 3 max	
Cetane number		47 min	
Cloud point			
Carbon residueE	mass%	0.050 min	0.000
Acid number	mg KOH/g	0.50 max	0.000
Cold soak filterability	seconds	360 max	
Free glycerin	mass%	0.020 max	1.56836E-5
Total glycerin	mass%	0.240 max	
Phosphorus content	mass%	0.001 max	1.52072E-3
Distillation temperature,	C	360 max	110.000
Atmospheric equivalent temperature,			
90 % recovered			
Sodium and Potassium, combined	ppm (mg/g)	5 max	0.000
Oxidation stability	hours	3 min	

3.6 Balance de masa, energía y exergía del proceso de obtención de biodiésel

Establecer las ecuaciones de balance por unidad de operación fue de gran importancia y vital para asegurar la correcta evaluación del sistema, en este caso el proceso de obtención de biodiesel, a continuación se presenta la tabla con los balances bases por unidad según su comportamiento.

Tabla 10. Ecuaciones de balance de masa, energía y exergía

Unidad de operación	Balance de masa	Balance de energía	Balance de exergía	Irreversibilidad	Eficiencia exergética
Enfriador	$\dot{M}E = \dot{M}S$	$\dot{M}E H_E = \dot{M}S H_S + C$	$\dot{E}E = \dot{E}S + \dot{E}C + I$	$I = \dot{E}E + \dot{E}C - \dot{E}S$	$\eta = (\dot{E}E - \dot{E}S) / \dot{E}C$
Mezclador	$\dot{M}E = \dot{M}S$	$\dot{M}E H_E = \dot{M}S H_S$	$\dot{E}E = \dot{E}S + \dot{E}C + I$	$I = \dot{E}E - \dot{E}S$	$\eta = \dot{E}S / \dot{E}E$
Reactor	$\dot{M}E = \dot{M}S$	$\dot{M}E H_E + C = \dot{M}S H_S$	$\dot{E}E + \dot{E}C = \dot{E}S + I$	$I = \dot{E}E + \dot{E}C - \dot{E}S$	$\eta = \dot{E}S / (\dot{E}E + \dot{E}C)$
Decantador	$\dot{M}E = \dot{M}S$	$\dot{M}E H_E = \dot{M}S H_S$	$\dot{E}E = \dot{E}S + I$	$I = \dot{E}E - \dot{E}S$	$\eta = \dot{E}S / \dot{E}E$
Separador Flash	$\dot{M}E = \dot{M}S$	$\dot{M}E H_E + C = \dot{M}S H_S$	$\dot{E}E + \dot{E}C = \dot{E}S + I$	$I = \dot{E}E + \dot{E}C - \dot{E}S$	$\eta = \dot{E}S / (\dot{E}E + \dot{E}C)$
Separador simple	$\dot{M}E = \dot{M}S$	$\dot{M}E H_E = \dot{M}S H_S$	$\dot{E}E = \dot{E}S + I$	$I = \dot{E}E - \dot{E}S$	$\eta = \dot{E}S / \dot{E}E$
Intercambiador de calor de 2 corrientes	$\dot{M}E = \dot{M}S$	$\dot{M}E_1 H_{E1} + \dot{M}E_3 H_{E3} = \dot{M}S_2 H_{S2} + \dot{M}E_4 H_{E4}$	$\dot{E}_1 + \dot{E}_3 = \dot{E}_2 + \dot{E}_4$	$I = (\dot{E}_1 + \dot{E}_3) - (\dot{E}_2 + \dot{E}_4)$	$\eta = (\dot{E}_1 - \dot{E}_2) / (\dot{E}_3 - \dot{E}_4) + (\dot{E}_1 - \dot{E}_2)$ $\eta = (\dot{E}_3 - \dot{E}_4) / (\dot{E}_1 - \dot{E}_2) + (\dot{E}_3 - \dot{E}_4)$

Los resultados de los cálculos termodinámicos del proceso de producción de biodiésel se muestran junto a los respectivos balances: masa (tabla 11), energía (tabla 12) y exergía (tabla 13).

3.6.1 Balance de masa y energía

Para llevar a cabo el balance de masa y energía para el proceso de obtención de biodiésel se consideraron catorce unidades de operación tal como lo representa la figura 11, producto de la simulación en Aspen, los cuales serán estudiados desde el punto de vista de un análisis de exergía. De tal forma, es necesario realizar el balance individual de cada una de las etapas del proceso, y luego sumarlos para obtener la totalidad de la energía del sistema.

Debido a las características particulares de los procesos químicos, se seleccionaron las formulas específicas para el cálculo de masa y energía, ver Tabla 11 y Tabla 12.

Tabla 11. Balance de masa por unidad de operación (equipo) del proceso.

Unidad de operación	Balance de masa		
	Ecuación	Entrada	Salida
INTER1	$M_2 = M_4$	125.77	125.77
INTER2	$M_5 = M_6$	171.87	171.87
INTER3	$M_{16} = M_{20}$	147.37	147.37
INTER4	$M_{31} = M_{32}$	205.48	205.44
INTER5	$M_{11} = M_{14}$	116.31	116.24
FLASH1	$M_9 = M_{30} + M_{31}$	198.83	198.58
FLASH2	$M_{29} = M_{10} + M_{11}$	257.54	257.61
DECANT1	$M_7 + M_{19} = M_{13}$	406.90	407.22

DECANT2	$M_{15} + M_{27} = M_8 + M_9$	562.60	562.29
REACT1	$M_6 + M_4 = M_7$	297.17	297.17
REACT2	$M_{12} + M_{28} = M_{15}$	374.07	373.64
REACT3	$M_8 + M_{13} = M_{20} + M_{29}$	561.98	562.74
MIXER1	$M_1 + M_3 = M_2$	127.11	127.11
MIXER2	$M_{17} + M_{18} + M_{14} = M_{16}$	147.74	147.74

Tabla 12. Balance de energía por unidad de operación (equipo) del proceso.

Unidad de operación	Balance de energía		
	Ecuación	Entrada	Salida
INTER1	$M_2H_2 + C = M_4H_4$	127.11	125.77
INTER2	$M_5H_5 + C = M_2H_2$	176.49	171.87
INTER3	$M_{16}H_{16} + C = M_{20}H_{20}$	147.74	147.37
INTER4	$M_{31}H_{31} = M_{32}H_{32} + C$	191.55	205.44
INTER5	$M_{11}H_{11} = M_{14}H_{14} + C$	98.50	116.24
FLASH1	$M_9H_9 + C = M_{30}H_{30} + M_{31}H_{31}$	208.41	198.58
FLASH2	$M_{29}H_{29} + C = M_{10}H_{10} + M_{11}H_{11}$	275.72	257.61
DECANT1	$M_7H_7 + M_{19}H_{19} = M_{13}H_{13}$	408.30	407.22
DECANT2	$M_{15}H_{15} + M_{27}H_{27} = M_8H_8 + M_9H_9$	563.93	562.29
REACT1	$M_6H_6 + M_4H_4 + C = M_7H_7$	297.63	297.17
REACT2	$M_{12}H_{12} + M_{28}H_{28} + C = M_{15}H_{15}$	350.50	373.64
REACT3	$M_8H_8 + M_{13}H_{13} + C = M_{20}H_{20} + M_{29}H_{29}$	557.97	562.74
MIXER1	$M_1H_1 + M_3H_3 = M_2H_2$	127.11	127.11
MIXER2	$M_{17}H_{17} + M_{18}H_{18} + M_{14}H_{14} = M_{16}H_{16}$	147.74	147.74

3.6.3 Balance de exergía

El balance de exergía se determinó mediante la ecuación 2.9 para cada unidad de operación que conforma al sistema total, llamado proceso de obtención de biodiésel.

$$\Sigma Ex_Q - \Sigma Ex_W + \Sigma Ex_{me} = \Sigma Ex_{ms} + W + \Sigma I \quad (2.9)$$

Tabla 13. Balance de exergía por unidad de operación (equipo) del proceso.

Unidad de operación	Balance de exergía		
	Ecuación	Entrada	Salida
INTER1	$E_2 + E_C = E_4 + I$	258.19	258.19
INTER2	$E_5 + E_C = E_2 + I$	4601.16	4601.16
INTER3	$E_{16} + E_C = E_{20} + I$	357.07	357.07
INTER4	$E_{31} = E_{32} + E_C + I$	3347.69	3347.69
INTER5	$E_{11} = E_{14} + I + E_C$	296.95	296.95
FLASH1	$E_9 + E_C = E_{30} + E_{31} + I$	3285.75	3285.75
FLASH2	$E_{29} + E_C = E_{10} + E_{11} + I$	231.00	231.00
DECANT1	$E_7 + E_{19} = E_{13} + I$	4013.17	4013.17
DECANT2	$E_9 + E_C = E_{30} + E_{31} + I$	2649.54	2649.54
REACT1	$E_6 + E_4 + E_C = E_7 + I$	4925.25	4925.25
REACT2	$E_{12} + E_{28} + E_C = E_{15} + I$	4934.95	4932.43
REACT3	$E_8 + E_{13} + E_C = E_{20} + E_{29} + I$	164.88	164.88
MIXER1	$E_1 + E_3 = E_2 + I$	273.01	273.01
MIXER2			

$E_{23} + E_{48} = E_{49} + E_{50} + I$	392.17	392.17
---	--------	--------

3.7 Eficiencias e irreversibilidades del proceso de obtención de biodiésel

Como resultado de los balances de materia, energía y exergía podemos obtener la eficiencia del sistema total, a través de la suma de cada uno de las unidades de operación que lo conforman, así como las irreversibilidades que se presentaron durante la operación del proceso simulado. De esta manera conoceremos cual es el verdadero rendimiento del proceso y las áreas de oportunidad para hacer más atractivo y eficiente este proyecto.

Los resultados se ven desplegados en la Tabla 14.

Tabla 14. Eficiencia e Irreversibilidad por unidad de operación (equipo) del proceso

Unidad de operación	Eficiencia energética	Irreversibilidad		Eficiencia exergética	
		Ecuación		Ecuación	
INTER1	0.99	$I = E_2 + E_C - E_4$	130.13	$H = E_4 / (E_2 + E_C)$	0.49
INTER2	0.97	$I = E_5 + E_C - E_2$	194.05	$H = E_2 / (E_5 + E_C)$	0.95
INTER3	1.00	$I = E_{16} + E_C - E_{20}$	2.79	$H = E_{20} / (E_{16} + E_C)$	0.99
INTER4	0.93	$I = E_{31} - E_{32} - E_C$	49.32	$H = (E_{32} + E_C) / (E_{31})$	0.99
INTER5	0.85	$I = E_{11} - E_{14} - E_C$	3.45	$H = (E_{14} + E_C) / E_{11}$	0.99
FLASH1	0.95	$I = E_9 + E_C - E_{31} - E_{30}$	79.06	$H = E_{30} + E_{31} / (E_9 + E_C)$	0.97
FLASH2	0.93	$I = E_{29} + E_C - E_{10} - E_{11}$	141.43	$H = (E_{10} + E_{11}) / (E_{29} + E_C)$	0.61
DECANT1	1.00	$I = E_7 + E_{19} - E_{13}$	561.87	$H = E_{13} / (E_7 + E_9)$	0.87
DECANT2	1.00	$I = E_9 + E_C - E_{30} - E_{31}$	739.87	$H = (E_{30} + E_{31}) / (E_9 + E_C)$	0.78
REACT1					

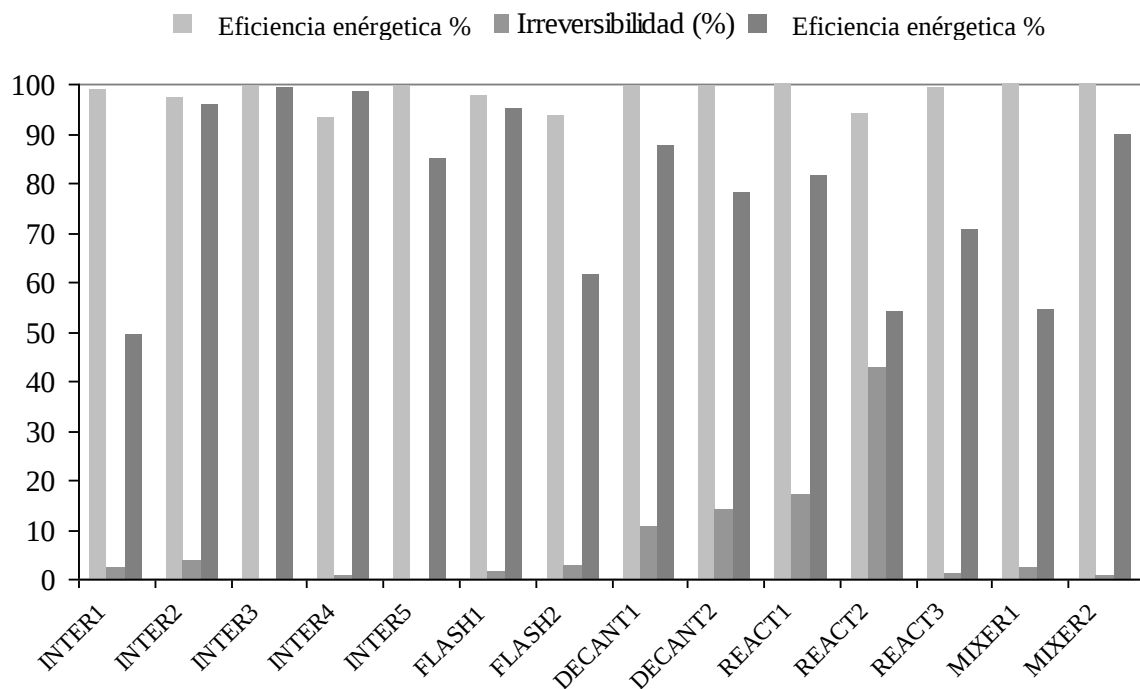
	1.00	$I = E_6 + E_c + E_4 - E_7$	907.33	$H = E_7 / (E_6 + E_4 + E_c)$	0.81
REACT2	0.94	$I = E_{12} - E_c - E_{15} + E_c$	2277.91	$H = E_{15} / (E_{12} + E_{28} + E_c)$	0.53
REACT3	0.99	$I = E_8 + E_{13} + E_c - E_{20} - E_{29}$	-69.06	$H = (E_{29} + E_{20}) / (E_8 + E_{13} + E_c)$	0.70
MIXER1	1.00	$I = E_1 + E_3 - E_2$	124.71	$H = (E_2) / (E_1 + E_3)$	0.54
MIXER2	1.00	$I = E_{23} + E_{48} - E_{49} - E_{50}$	44.04	$\eta = (E_{49} + E_{50}) / (E_{23} - E_{48})$	0.89

Capítulo 4: **Análisis de exergía, casos y discusión**

4.1 Análisis de exergía de proceso de obtención de biodiésel

Los resultados del análisis termodinámico de la figura 12, muestran la información energética, exergética y de irreversibilidad de cada unidad de operación que conforma el sistema total, siendo en este caso todo el proceso de obtención de biodiésel.

Figura 12. Gráfico comparativo de Eficiencia energética, Irreversibilidad y Eficiencia exergética.



Donde el REACT2, donde se lleva a cabo la reacción de transesterificación es la unidad de operación con la más alta irreversibilidad. Aquí la exergía física es despreciable en comparación con la exergía química. La gran cantidad de exergía química es debido a las reacciones químicas, donde, primeramente, la triacilglicerina reacciona con el metanol produciendo biodiésel y glicerina y, en segundo toma lugar, la saponificación de los ácidos grasos libres con hidróxido de sodio. La conversión del aceite de hígado de pescado es la etapa con más irreversibilidad.

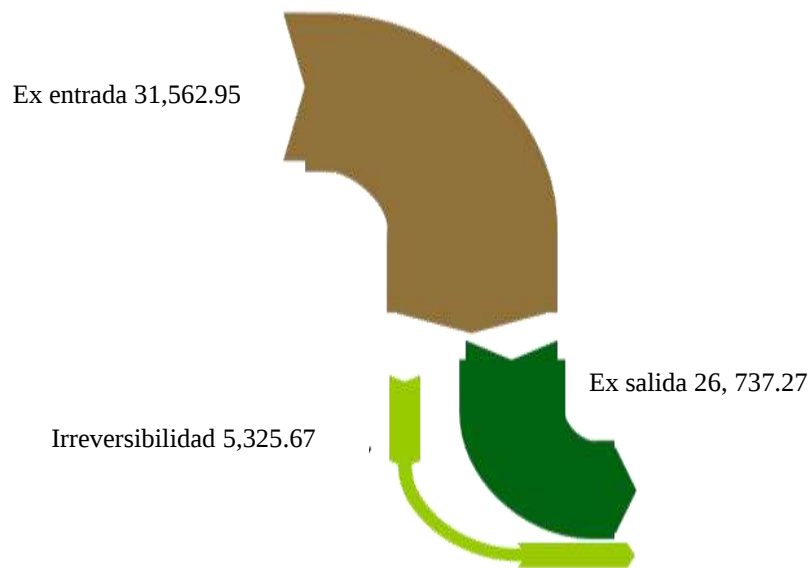
Sobre la unidad en el REACT1 ó etapa de pre-esterificación, la irreversibilidad es también de algo de importancia debido a la reacción química. En el DECANT2, es necesario el enfriamiento de la corriente con agua para la precipitación de la glicerina, también está incluidas para este componente en el balance de exergía una separación de dos fases. En el intercambiador INTER 2 el aceite de hígado de pescado es pre-calentado antes de ingresar al reactor. En el resto de las unidades de operación la irreversibilidad es muy pequeña.

Tabla 15. Análisis de exergía por unidad de operación del proceso de obtención de biodiésel

Unidad	Entrada	Salida	Irreversibilidad	% Eficiencia	%Irreversibilidad
INTER1	258.1861	128.0529	130.1333	49.59712	2.443507
INTER2	4795.21	4601.164	194.046	95.95334	3.643594
INTER3	359.8581	357.0653	2.792828	99.22391	0.052441
INTER4	3347.69	3298.366	49.32369	98.52664	0.926149
INTER5	296.9455	295.3694	1.576068	99.46924	0.029594
FLASH1	3364.805	3285.747	79.05894	97.65042	1.484487
FLASH2	372.4317	231.0046	141.4271	62.02602	2.655572
DECANT1	4575.044	4013.169	561.8746	87.71871	10.5503
DECANT2	3389.415	2649.543	739.8719	78.1711	13.89255
REACT1	4925.25	4017.925	907.3253	81.57809	17.03681
REACT2	4934.95	2654.52	2280.431	53.7902	42.81957
REACT3	233.9369	164.8784	69.05842	70.47989	1.296707
MIXER1	273.0076	148.2956	124.712	54.31921	2.341713
MIXER2	436.2142	392.1703	44.04387	89.90316	0.82701
MJ/H	31562.95	26237.27	5325.675	83.12681	16.87319

En este proceso, el reactor tiene lugar a una irreversibilidad del 42% en el proceso por la transesterificación en el reactor. El decantador de lavado para la separación de ácido y glicerina representa solo el 10 y 13% respectivamente del total de irreversibilidades, ver tabla 15.

Figura 13. Diagrama de Sankey del proceso de obtención de biodiésel



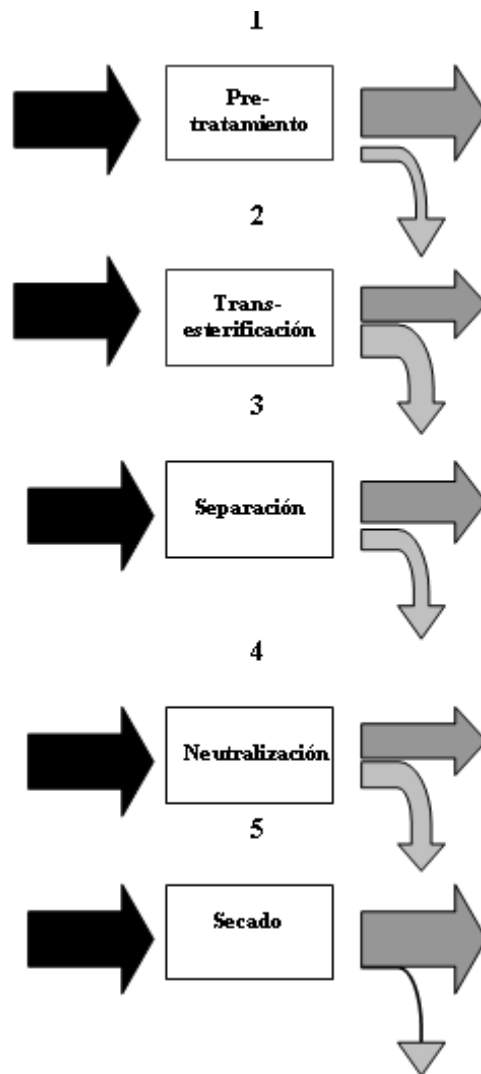
En el diagrama de Sankey del proceso, muestra que el total de exergía entrante al proceso de obtención de biodiésel es de 31,562.95 MJ/h, del cual solo 26,737.27 es conservado durante el proceso y el resto, los 5,325.67 MJ/h son considerado como la pérdida de exergía por sus irreversibilidades a lo largo del mismo.

Si analizamos el sistema por etapa del proceso, en este mismo capítulo mencionamos esta cinco etapas, que son: pre- tratamiento, transesterificación, separación, neutralización y secado, podemos asumir que la etapa con mayor eficiencia es la de secado, y la que cuenta con mas irreversibilidades sigue siendo aquella que incluye al reactor de la etapa de transesterificación. Otro punto importante a destacar es como al estudiar un sistema son las etapas representativas el proceso, cuya eficiencia es destacable a su vez constituidas de varias unidades de operación. De una manera más clara se representa en la figura 14.

Tabla 16. Análisis de exergía por etapa del proceso de obtención de biodiésel

	Unidad	Entrada	Salida	Irreversibilidad	% Eficiencia	% Irreversibilidad
Pre-tratamiento	MIXER1	273.0076	148.2956	124.712		
	INTER1	258.1861	128.0529	130.1333		
	INTER2	4795.21	4601.164	194.046		
	DECANT1	4575.044	4013.169	561.8746		
	REACT1	4925.25	4017.925	907.3253		
	MJ/H	14826.7	12908.61	1918.091	87.06326	12.93674
Trans-esterificación	INTER5	296.9455	295.3694	1.576068		
	MIXER2	436.2142	392.1703	44.04387		
	INTER3	359.8581	357.0653	2.792828		
	REACT2	4934.95	2654.52	2280.431		
	MJ/H	6027.968	3699.125	2328.844	61.36603	38.63397
Separación	DECANT2	3389.415	2649.543	739.8719		
	FLASH2	372.4317	231.0046	141.4271		
	MJ/H	3761.847	2880.548	881.2991	76.5727	23.4273
Neutralización	REACT3	233.9369	164.8784	69.05842		
	MJ/H	233.9369	164.8784	69.05842	70.47989	29.52011
Secado	FLASH1	3364.805	3285.747	79.05894		
	INTER4	3347.69	3298.366	49.32369		
	MJ/H	6712.495	6584.113	128.3826	98.08741	1.912592

Figura 14. Diagrama de Sankey por etapa del proceso de obtención de biodiésel

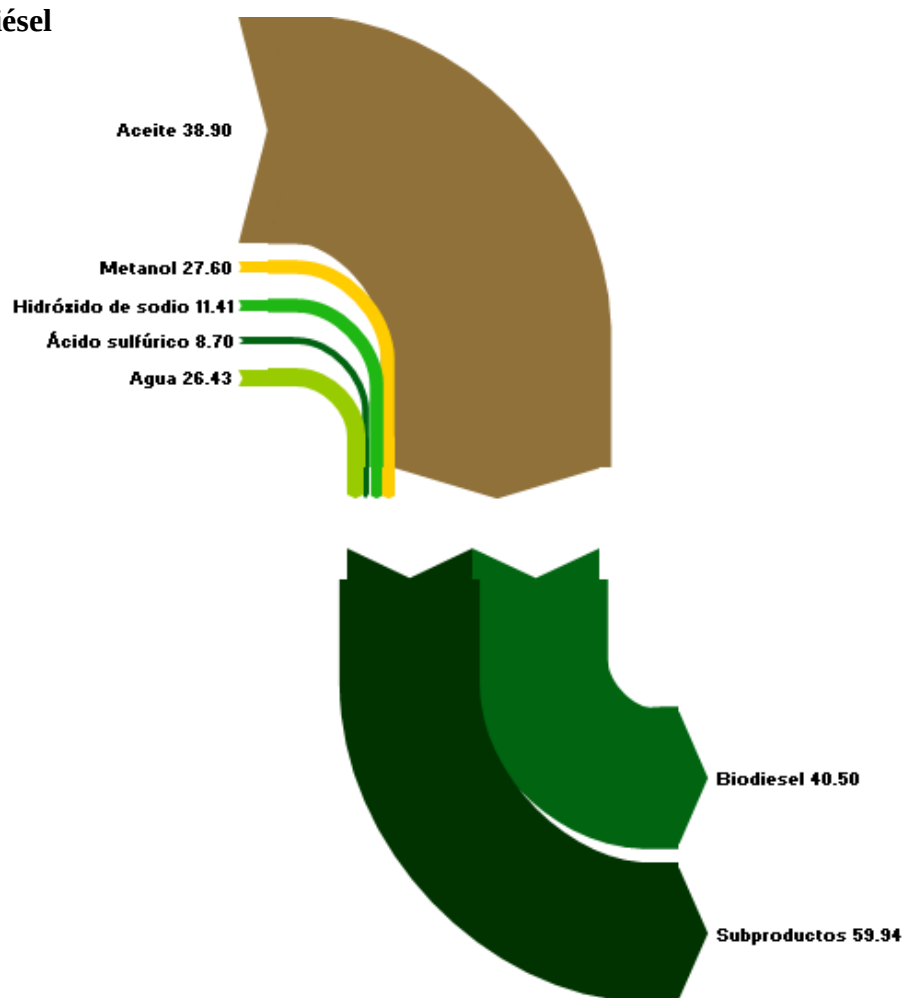


La comparación de la irreversibilidad de los componentes con la exergía del combustible en el proceso entero, muestra que el proceso tiene una eficiencia un poco mayor a la determinada por unidad de operación, resultando esta en un 87.76% y una irreversibilidad del 12.23%.

Tabla 17. Análisis de exergía química por componente

Componente	Entrada	Salida	% Eficiencia	% Irreversibilidad
METANOL	27.60254	30.40332		
ACIDOSUL	8.703553	2.586496		
C57H1-01	38.9099			
C18H3-01	1.381849	9.34E-09		
AGUA	26.43145	16.41493		
C19H3-01		40.50522		
C3H8O-01		9.949719		
NAOH	11.4167			
NA2SO-01		0.586171		
MJ	114.446	100.4459	87.76704	12.23296

Figura 15. Diagrama de Sankey general por componente del proceso de obtención de biodiésel



La mayoría de los componentes muestran una eficiencia exergética mayor al 50%. La eficiencia exergética del reactor transesterificador es 53.79%. Esto significa que aunque la cantidad de irreversibilidad sea alta, el 53.97 % de la exergía del combustible está presente en la exergía del producto. La alta irreversibilidad es debido al alto valor de exergía química de los reactantes y productos de reacción. Los decantadores presentan una baja eficiencia exergética: 24%. Sin embargo, éste es un valor usual en este tipo de unidad de operación.

La eficiencia exergética para todo el proceso es superior al 85%. Esto significa que el proceso tiene un potencial de mejora. Sin embargo, la mayoría de las irreversibilidades son inevitables debido a las irreversibilidades propias del proceso incluyendo las reacciones químicas. El total de irreversibilidades son 5325.675 MJ/h.

En el análisis de calor específico neto de los componentes (ver figura 15) se puede apreciar que el biodiésel producto resultante del proceso tiene un contenido energético de 40.50 MJ/kmol valor superior al aceite de higuera de 38.90 MJ/kmol. En otras palabras la exergía química del producto principal es mayor a la que contiene la materia principal.

4.2 Caso 1: Proceso de obtención de biodiésel con intercambiadores a contra flujo.

En este proceso de obtención de biodiésel a diferencia del caso principal se asumió que el proceso es continuo, las corrientes de salida (producto) contienen un alto contenido de energía calorífica. Por lo anterior, en este caso se plantea reutilizar esa energía a través de intercambiadores a contra flujo de manera que las corrientes de salida puedan entregar a las corrientes de entrada (materia prima), el calor suficiente para que alcanzar la temperatura necesaria para llevarse a cabo la etapa de transesterificación y separación.

4.2.1 Matriz topológica

Consiste en describir los cambios entre cada flujo, etapa y equipo del proceso de obtención de biodiésel con intercambiadores a contra flujo, ver tabla 18.

4.2.2 Diagrama del proceso de obtención de biodiésel con intercambiadores a contra flujo

Representa cada equipo involucrado en el proceso e identifica las etapas y los equipos del proceso de obtención de biodiésel, ver figura 16.

Tabla 18. Caso 1. Matriz topológica

Etapa	Unidad	Corriente					Operación
		Entrada			Salida		
Pre-esterificación	MEZ1	Acidosul	—	—	Metano1	—	Mezclador catalizador ácido
	REACT1	Aceite	2	—	7	—	Reactor pre-esterificador
	DECANT1	Agua1	7	—	12	13	Lavador de aceite pre-esterificado
	ICC3	31	56	—	Aceite1	58	Calentador de aceite
	ICC2	48	23	—	50	49	Calentador de agua
	SPLIT2	49	—	—	Agua1-1	Agua2-1	Divisor de una corriente de metanol
Transesterificación	MEZ2	Metanol2	Hidrox	5	16	—	Mezclador catalizador alcalino
	ICC4	61	30	—	Hidrox1	Meta3-1	Calentador de hidróxido de sodio
	REACT2	12	16	—	15	—	Reactor transesterificador
Separación 1	DECANT2	Agua2	15	—	8	9	Lavador de separación de fases
	ICC2	48	23	—	50	49	Enfriador de glicerina
	SPLIT2	49	—	—	Agua1-1	Agua2-1	Divisor una corriente de agua
Secado	FLASH1	9	—	—	30	31	Secador de biodiésel
	INTER1	58	—	—	1	—	Enfriador de biodiésel
	ICC4	61	30	—	Hidrox1	Meta3-1	Enfriador de metanol
	ICC3	31	56	—	Aceite1	58	Enfriador de biodiésel
Neutraliza- ción	REACT3	8	13	—	29	—	Reactor removedor de catalizador
	FLASH2	29	—	—	10	23	Lavador de fase pesada
	ICC1	54	10	—	53	55	Enfriador de subproductos
Separación 2	ICC2	48	23	—	50	49	Enfriador de glicerina

Figura 16. Diagrama del proceso de obtención de biodiésel con intercambiadores a contra flujo.

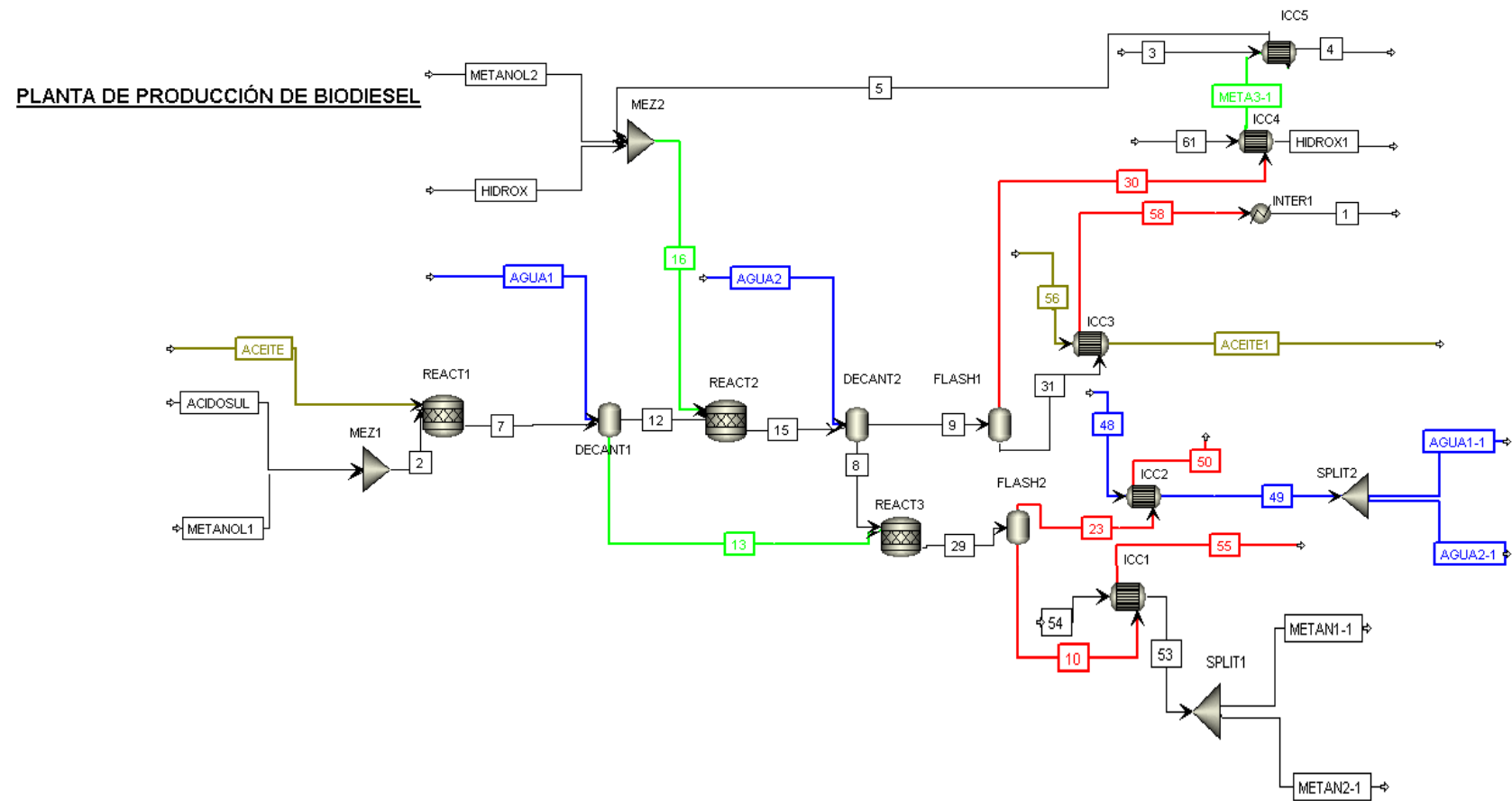


Tabla 19. Caso 1. Balance de masa por unidad de operación (equipo) del proceso.

Unidad de operación	Balance de masa		
	Ecuación	Entrada	Salida
INTER1	$M_{58} = M_1$	83.28	83.28
MEZ1	$M_{ACIDOSUL} + M_{METANOL1} = M_2$	16.48	16.48
MEZ2	$M_{HIDROX} + M_{METANOL2} + M_5 = M_{16}$	15.04	15.04
REACT1	$M_{ACEITE} + M_2 = M_7$	98.99	98.99
REACT2	$M_{12} + M_{16} = M_{15}$	101.52	101.52
REACT3	$M_8 + M_{13} = M_{29}$	52.06	52.06
DECANT1	$M_{AGUA1} + M_7 = M_{12} + M_{13}$	105.99	105.99
DECANT2	$M_{AGUA2} + M_{15} = M_8 + M_9$	116.52	116.52
FLASH1	$M_9 = M_{30} + M_{31}$	83.97	83.96
FLASH2	$M_{29} = M_{10} + M_{23}$	52.06	52.06
SPLIT1	$M_{53} = M_{METAN1-1} + M_{METAN2-1}$	23.17	23.17
SPLIT2	$M_{49} = M_{AGUA1-1} + M_{AGUA2-1}$	22.00	22.00
ICC1	$M_{10} + M_{54} = M_{53} + M_{55}$	65.16	65.16
ICC2	$M_{23} + M_{48} = M_{49} + M_{50}$	32.07	32.07
ICC3	$M_{31} + M_{56} = M_{58} + M_{ACEITE1}$	165.80	165.80
ICC4	$M_{30} + M_{61} = M_{HIDROX1} + M_{META3-1}$	1.48	1.48
ICC5	$M_3 + M_{META3-1} = M_4 + M_5$	7.55	7.55

Tabla 20. Caso 1. Balance de energía por unidad de operación (equipo) del proceso.

Unidad de operación	Balance de energía		
	Ecuación	Entrada	Salida
INTER1			
	$M_{58}H_{58} = M_1H_1 + C$	196.13	196.13
MEZ1			
	$M_{ACIDOSUL}H_{ACIDOSUL} + M_{METANOL1}H_{METANOL1} = M_2H_2$	125.80	125.80
MEZ2			
	$M_{HIDROX}H_{HIDROX} + M_{METANOL2}H_{METANOL2} + M_5H_5 = M_{16}H_{16}$	110.21	110.21
REACT1			
	$M_{ACEITE}H_{ACEITE} + M_2H_2 + C = M_7H_7$	297.67	297.17
REACT2			
	$M_{12}H_{12} + M_{16}H_{16} + C = M_{15}H_{15}$	337.72	337.26
REACT3			
	$M_8H_8 + M_{13}H_{13} + C = M_{29}H_{29}$	576.46	576.37
DECANT1			
	$M_{AGUA1}H_{AGUA1} + M_7H_7 = M_{12}H_{12} + M_{13}H_{13}$	407.20	407.22
DECANT2			
	$M_{AGUA2}H_{AGUA2} + M_{15}H_{15} = M_8H_8 + M_9H_9$	573.05	573.06
FLASH1			
	$M_9H_9 + C = M_{30}H_{30} + M_{31}H_{31}$	196.79	196.57
FLASH2			
	$M_{29}H_{29} + C = M_{10}H_{10} + M_{23}H_{23}$	559.12	559.46
SPLIT1			
	$M_{53}H_{53} = M_{METAN1-1}H_{METAN1-1} + M_{METAN2-1}H_{METAN2-1}$	169.77	169.77
SPLIT2			
	$M_{49}H_{49} = M_{AGUA1-1}H_{AGUA1-1} + M_{AGUA2-1}H_{AGUA2-1}$	345.81	345.81
ICC1			
	$M_{10}H_{10} + M_{54}H_{54} = M_{53}H_{53} + M_{55}H_{55}$	635.32	635.27
ICC2			
	$M_{23}H_{23} + M_{48}H_{48} = M_{49}H_{49} + M_{50}H_{50}$	433.65	433.65
ICC3			
	$M_{31}H_{31} + M_{56}H_{56} = M_{58}H_{58} + M_{ACEITE1}H_{ACEITE1}$	368.04	368.00
ICC4			
	$M_{30}H_{30} + M_{61}H_{61} = M_{HIDROX1}H_{HIDROX1} + M_{META3-1}H_{META3-1}$	10.73	10.73
ICC5			
	$M_3H_3 + M_{META3-1}H_{META3-1} = M_4H_4 + M_5H_5$	60.47	60.47

Tabla 21. Caso 1. Balance de exergía por unidad de operación (equipo) del proceso.

Unidad de operación	Balance de exergía		
	Ecuación	Entrada	Salida
INTER1			
	$E_{58} = E_1 + E_C + I$	3334.34	3334.34
MEZ1			
	$E_{ACIDOSUL} + E_{METANOL1} = E_2 + I$	226.77	226.77
MEZ2			
	$E_{HIDROX} + E_{METANOL2} + E_5 = E_{16} + I$	317.53	317.53
REACT1			
	$E_{ACEITE} + E_2 + E_C = E_7 + I$	4925.77	4925.77
REACT2			
	$E_{12} + E_{16} + E_C = E_{15} + I$	4872.86	4872.86
REACT3			
	$E_8 + E_{13} + E_C = E_{29} + I$	131.50	131.50
DECANT1			
	$E_{AGUA1} + E_7 = E_{12} + E_{13} + I$	4016.12	4016.12
DECANT2			
	$E_{AGUA2} + E_{15} = E_8 + E_9 + I$	2743.72	2743.72
FLASH1			
	$E_9 + E_C = E_{30} + E_{31} + I$	3298.13	3298.13
FLASH2			
	$E_{29} + E_C = E_{10} + E_{23} + I$	111.69	111.69
SPLIT1			
	$E_{53} = E_{METAN1-1} + E_{METAN2-1} + I$	521.97	518.25
SPLIT2			
	$E_{49} = E_{AGUA1-1} + E_{AGUA2-1} + I$	8.92	8.92
ICC1			
	$E_{10} + E_{54} = E_{53} + E_{55} + I$	7.65	7.65
ICC2			
	$E_{23} + E_{48} = E_{49} + E_{50} + I$	8.41	8.41
ICC3			
	$E_{31} + E_{56} = E_{58} + E_{ACEITE1} + I$	194.75	194.75
ICC4			
	$E_{30} + E_{61} = E_{HIDROX1} + E_{META3-1} + I$	10.38	10.28
ICC5			
	$E_3 + E_{META3-1} = E_4 + E_5 + I$	0.71	0.71

Tabla 22. Caso 1. Ecuaciones de Eficiencia e Irreversibilidad por unidad de operación (equipo) del proceso.

Unidad de operación	Irreversibilidad	Eficiencia exergética
INTER1	$I = E_{58} - E_C - E_1$	$\eta = (E_1 - E_{58}) / E_C$
MEZ1	$I = E_{ACIDOSUL} + E_{METANOL1} - E_2$	$\eta = E_2 / (E_{ACIDOSUL} + E_{METANOL1})$
MEZ2	$I = E_{HIDROX} + E_{METANOL2} + E_5 - E_{16}$	$\eta = E_{16} / (E_{HIDROX} + E_{METANOL2} + E_5)$
REACT1	$I = E_{ACEITE} + E_2 + E_C - E_7$	$\eta = E_7 / (E_{ACEITE} + E_2 + E_C)$
REACT2	$I = E_{12} + E_{16} + E_C - E_{15}$	$\eta = E_{15} / (E_{12} + E_{16} + E_C)$
REACT3	$I = E_8 + E_{13} + E_C - E_{29}$	$\eta = E_{29} / (E_8 + E_{13} + E_C)$
DECANT1	$I = E_{AGUA1} + E_7 - E_{12} - E_{13}$	$\eta = E_{12} + E_{13} / (E_{AGUA1} + E_7)$
DECANT2	$I = E_{AGUA2} + E_{15} - E_8 - E_9$	$\eta = E_8 + E_9 / (E_{AGUA2} + E_{15})$
FLASH1	$I = E_9 + E_C - E_{30} - E_{31}$	$\eta = (E_{30} + E_{31}) / (E_9 + E_C)$
FLASH2	$I = E_{29} + E_C - E_{10} - E_{23}$	$\eta = (E_{10} + E_{23}) / (E_{29} + E_C)$
SPLIT1	$I = E_{58} - E_{METAN1-1} - E_{METAN2-1}$	$\eta = (E_{METAN1-1} + E_{METAN2-1}) / E_{58}$
SPLIT2	$I = E_{49} - E_{AGUA1-1} - E_{AGUA2-1}$	$\eta = (E_{AGUA1-1} + E_{AGUA2-1}) / E_{49}$
ICC1	$I = E_{10} + E_{54} - E_{53} - E_{55}$	$\eta = (E_{55} - E_{10}) / (E_{53} - E_{54}) + (E_{55} - E_{10})$ $\eta = (E_{53} - E_{54}) / (E_{55} - E_{10}) + (E_{53} - E_{54})$
ICC2	$I = E_{23} + E_{48} - E_{49} - E_{50}$	$\eta = (E_{50} - E_{23}) / (E_{49} - E_{48}) + (E_{50} - E_{23})$ $\eta = (E_{49} - E_{48}) / (E_{50} - E_{23}) + (E_{49} - E_{48})$
ICC3	$I = E_{31} + E_{56} - E_{58} - E_{ACEITE1}$	$\eta = (E_{58} - E_{31}) / (E_{ACEITE1} - E_{56}) + (E_{58} - E_{31})$ $\eta = (E_{ACEITE1} - E_{56}) / (E_{58} - E_{31}) + (E_{ACEITE1} - E_{56})$
ICC4	$I = E_{30} + E_{61} - E_{HIDROX1} -$	$\eta = (E_{META3-1} - E_{30}) / (E_{HIDROX1} - E_{61}) +$

	$E_{\text{META3-1}}$	$(E_{\text{META3-1}} - E_{30})$
		$\eta = (E_{\text{HIDROX1}} - E_{61}) / (E_{\text{META3-1}} - E_{30}) +$
	$I = E_3 + E_{\text{META3-1}} - E_4 - E_5$	$(E_{\text{HIDROX1}} - E_{61})$
ICC5		$\eta = (E_4 - E_3) / (E_5 - E_{\text{META3-1}}) + (E_4 - E_3)$
		$\eta = (E_5 - E_{\text{META3-1}}) / (E_4 - E_3) + (E_5 - E_{\text{META3-1}})$

Tabla 23. Caso 1. Eficiencia e Irreversibilidad por unidad de operación (equipo) del proceso.

Unidad de operación	Eficiencia energética (%)	Irreversibilidad (%)	Eficiencia exergética (%)
INTER1	98.00	8.05	90.00
MEZ1	57.45	42.04	57.45
MEZ2	94.59	5.36	94.59
REACT1	81.56	19.23	81.56
REACT2	56.38	45.03	56.38
REACT3	83.29	0.46	83.29
DECANT1	86.65	13.10	86.65
DECANT2	83.24	11.70	83.24
FLASH1	98.08	1.27	98.08
FLASH2	63.63	36.35	63.63
SPLIT1	99.64	0.03	99.64
SPLIT2	64.81	35.06	64.81
ICC1	99.03	0.07	97.95
ICC2	99.78	0.22	92.00
ICC3	99.00	0.0019	97.00
ICC4	99.01	0.09	99.00
ICC5	99.08	0.012	98.00

4.3 Comparativo de Caso 1 vs. Caso principal.

El siguiente comparativo muestra que el cambio de tipo de intercambiador, mejoro en 3.8% la eficiencia exergética del proceso, impacto también en la irreversibilidad del proceso reduciendo el 1.7% la irreversibilidad. Lo anterior indica que el proceso tiene oportunidad de mejorar la eficiencia del mismo así como disminuir irreversibilidades.

Tabla 24. Tabla comparativa de resultados Casos

Caso	%Irreversibilidad	% Eficiencia exergética
Proceso de obtención de biodiésel	16.87	83.12
Proceso de obtención de biodiésel con intercambiadores a contra flujo.	15.10	84.90

Capítulo 5: **Evaluación económica**

5.1 Estudio de factibilidad económica

Con base en resultados de los análisis planteados, se propone el desarrollo de una planta de producción de escala comercial, que tiene como objetivo producir y comercializar biodiésel a partir de aceites vegetales no comestibles, a través de un proceso eficientemente, ambientalmente amigable y adaptado al mercado de transporte de personal en Baja California y sus necesidades, tales como:

- Alta demanda de combustible por el sector transporte en Baja California.
- Problemas ambientales, tales como emisiones de gases de efecto invernadero.
- Reducir de dependencia del petróleo, fomentando otras fuentes alternativas, con el mismo.

La idea de este proyecto cobra vida al presentarse la Ley de Promoción y Desarrollo de Bioenergéticos (aprobada en octubre 2007 y publicada en el Diario Oficial de la Federación el 1 de febrero de 2008).

Las líneas de negocio detectado es el sector de transporte urbano, quien actualmente cuenta con:

- 40 rutas operando en la zona urbana
- 9 rutas operando en zona suburbana
- 93% del total de rutas operan en el centro

Contando actualmente con 15 empresas de transporte público; de éstas, 4 empresas prestan el servicio suburbano entre la ciudad y el Valle de Mexicali y las restantes 11 empresas operan dentro de la mancha urbana.

Considerando lo anterior, se establece que el alcance de cobertura de demanda del cliente, es igual al total de parque vehicular del sector transporte urbano, que es de 2283 unidades con un consumo de diesel de 8,992, 294 litros anuales.

Se establecen dos tipos de organización que tienen como variable principal la temporada del año.

Temporada A: Otoño-invierno, debido al bajo punto de solidificación del combustible, se requerirá de contratar personal extra en dicha temporada, con la finalidad de abatir los estragos que se pudieran producir en dicha temporada a causa de las bajas temperaturas.

Temporada B: Primavera-verano, debido a que en esta fecha no hay variable alguna (propiedad física del combustible) que pudiera afectar el flujo del proceso, la operación funcionara normalmente, con el personal de planta y se deja de prescindir del personal extra de temporada A.

Fuera de estas variables, la planta de producción de biodiésel trabajara en las mismas condiciones físicas del establecimiento (edificio, equipo, etc.), en una ubicación específica.

La empresa deberá de tener un crecimiento constante año con año. Midiéndose este por indicadores tales como cantidad total de servicios ofrecidos mensuales y anuales, así como la facturación de estos mismos.

Actualmente, el biodiésel es considerado como uno de los combustibles más amigables comparado con los combustibles fósiles. Sin embargo el uso del biodiésel ha generado un debate sobre el uso de cultivos de uso alimenticio para su producción. Debido a esto, los esfuerzos en el desarrollo de biocombustibles se han enfocado en la búsqueda de nuevas materias primas y en el análisis de las tecnologías de producción desde el punto de vista energético y ambiental, que permitan alcanzar el desarrollo sostenible de esta industria. Considerando tales antecedentes, se presenta la simulación de un proceso de obtención de biodiésel a partir de aceite de higuera, planta no comestible, abundante en el Valle de Mexicali.

En Baja California, así como en el resto del país, el transporte de personas es una necesidad social que caracteriza el desarrollo humano y su crecimiento económico, convirtiéndose en un símbolo de progreso. Sin embargo, este sector está generando problemas ambientales, tales como emisiones de gases de efecto invernadero.

La introducción de biocombustibles, en el sector del transporte es una de las medidas propuestas para reducir la dependencia del petróleo, fomentando otras fuentes alternativas, con el mismo nivel de servicio.

El biodiésel y otros biocombustibles, son una fuente de energía autóctona, técnicamente viable, según un estudio exhaustivo elaborado por la Secretaría de Energía de México sobre las posibilidades del biodiésel como combustibles para el transporte en México, y que tiene el potencial de reducir sustancialmente las emisiones de CO₂.

Las ventajas ambientales del uso de biodiésel serían muy importantes, se plantea que la sustitución de sólo el 5% del diesel de petróleo por biodiésel permitiría ahorrar alrededor de 1.7 millones de toneladas de CO₂/año hacia el año 2010 y 7.5 millones de toneladas de CO₂/año hacia el 2014.

El porcentaje de consumo de diesel proyectado para cada municipio de Baja California (fuentes SENER y PEMEX), es:

	Ensenada	Mexicali	Tecate	Tijuana	Playas de Rosarito
Carga	9.5%	14.0%	9.5%	9.5%	9.5%
Transporte	62.0%	25.0%	62.0%	62.0%	62.0%

Mientras que el consumo considerando para este estudio por cada unidad de transporte del cliente, en este caso la concesionaria de transporte urbano es 15, 755.225 litros/año

Una Misión a perseguir llevando a cabo este estudio es, ser pioneros en el campo de la industria energética alternativa en Baja California y una empresa que desarrolla tecnologías propias, que contribuye a la conservación y descontaminación del medio

ambiente, ya sea como productor de un combustible limpio, y también, como agente destructor de productos cancerígenos.

Una vez discutidos los puntos anteriores podemos sumar los siguientes objetivos específicos a nuestro estudio:

- El principal objetivo apunta una producción anual de 1, 748,460 litros anuales del biocombustible denominado “biodiésel” para su utilización en motores diesel para una relación de mezcla diesel-biodiésel B20.
- Lograr una utilidad al tercer año de 1, 301,929 pesos.
- Proveer al 100% de las empresas de transporte público de Mexicali.
- Asegurar que nuestras actividades se realizan conforme a las indicaciones dispuestas en el Protocolo de Kyoto.

Análisis FODA

Oportunidades → Alianzas estratégicas → Precio del petróleo → Nuevas materias primas → Calidad - Normas → Incentivos y premios salariales → Lev de biocombustibles	Amenazas → Tasa de inflación → Desarrollo de tecnología → Conflictos sectoriales → Nuevos competidores → Poder de proveedores
Fortalezas → Volumen de ventas → Tecnología instalada → Productividad	Debilidades → Capacitación del personal

En el caso del mercado del biocombustible al ser un mercado nuevo, donde la dinámica competitiva está comenzando.

En cuanto a las barreras del mercado tenemos que la empresa aprovechará un acceso a una materia prima que la competencia no utiliza y es válida y en un costo similar, y por otro lado la presión de los sustitutos del petróleo está justificada por la Ley de Promoción y Desarrollo de Bioenergéticos que indica que debe aumentarse un porcentaje de biodiésel en sus productos.

En cuanto a la reacción esperada de los competidores existentes, va a ser mitigada con contratos exclusivos tanto con los proveedores como con los clientes a largo plazo, y principalmente por el tamaño del mercado a ocupar (nicho) por un tema de escala; de esta manera la empresa pasará desapercibida en un comienzo para los grandes jugadores. La idea es hacerse fuerte en un nicho el cual es defendible y en base a una estrategia de bajos costos (siempre comparando prestación/costos) lograr la fidelización de los clientes.

En este caso se espera que los recursos utilizados para el ingreso sean bajos, siempre en referencia a aquellos competidores que más adelante se tuviera.

La idea con esta estrategia es conseguir que los competidores principales no se vean atacados de inmediato y de esta manera infiltrarse con tranquilidad en el sector.

Detalle de las líneas de negocio e ingresos asociados detectados

Realizando una corrida financiera, obtenemos los siguientes resultados:

ESTIMACIÓN DE INGRESOS BIODIÉSEL

AÑO 1	Periodo mensual												
Ventas	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	TOTAL
Biodiésel	447,763	384,796	461,755	461,755	524,722	486,242	521,224	482,744	489,741	629,666	647,157	577,194	6,114,760
Glicerina	41,089	35,311	42,373	42,373	48,151	44,620	47,830	44,299	44,941	57,781	59,386	52,966	561,119
TOTAL	488,85	420,107	504,128	504,128	572,873	530,862	569,054	527,043	534,681	687,448	706,543	630,160	6,675,880

AÑO 2	Periodo mensual												
Ventas	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL
Biodiésel	584,890	502,640	603,168	603,168	685,418	635,154	680,849	630,585	639,724	822,502	845,349	753,960	7,987,406
Glicerina	53,672	46,125	55,350	55,350	62,897	58,285	62,478	57,865	58,704	75,477	77,573	69,187	732,962
TOTAL	638,56	548,765	658,517	658,517	748,315	693,439	743,327	688,450	698,428	897,978	922,922	823,147	8,720,368

AÑO 3	Periodo mensual												
Ventas	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL
Biodiésel	760,357	653,432	784,118	784,118	891,044	825,700	885,103	819,760	831,641	1,069,252	1,098,954	980,148	10,383,627
Glicerina	69,774	59,962	71,954	71,954	81,766	75,770	81,221	75,225	76,315	98,120	100,845	89,943	952,851
TOTAL	830,13	713,394	856,073	856,073	972,810	901,471	966,324	894,985	907,956	1,167,37	1,199,799	1,070,09	11,336,47

AÑO 4	Periodo mensual												
Ventas	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL
Biodiésel	983,712	845,378	1,014,453	1,014,453	1,152,788	1,068,250	1,145,102	1,060,565	1,075,935	1,383,345	1,421,771	1,268,066	13,433,818

Glicerina	90,270	77,576	93,091	93,091	105,785	98,028	105,080	97,322	98,733	126,942	130,468	116,364	1,232,750
TOTAL	1,073,979	922,953	1,107,544	1,107,544	1,258,573	1,166,277	1,250,182	1,157,887	1,174,668	1,510,287	1,552,240	1,384,430	14,666,568

AÑO 5 Ventas	Periodo mensual												
	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL
Biodiésel	1,296,926	1,114,546	1,337,455	1,337,455	1,519,835	1,408,381	1,509,703	1,398,248	1,418,513	1,823,802	1,874,463	1,671,819	17,711,146
Glicerina	119,012	102,276	122,731	122,731	139,467	129,240	138,537	128,310	130,169	167,361	172,010	153,414	1,625,258
TOTAL	1,415,938	1,216,822	1,460,186	1,460,186	1,659,302	1,537,620	1,648,240	1,526,558	1,548,682	1,991,163	2,046,473	1,825,233	19,336,404

Ingreso por venta de producto anual

	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
Biodiésel	6,114,760	7,987,406	10,383,627	13,433,818	17,711,146
Glicerina	561,119	732,962	952,851	1,232,750	1,625,258

Ingreso por venta total

	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
Total	6,675,880	8,720,368	11,336,478	14,666,568	19,336,404

El mercado potencial de este estudio es considerado principalmente el sector transporte urbano, y el sector de carga.

En lo que respecta el sector transporte urbano este ultimo ano en Mexicali, se hizo una inversión total estimada de \$831 millones, misma que será financiada con recursos de los Gobiernos Estatal y Municipal, con el apoyo financiero del Fondo Nacional de Infraestructura (BANOBRAS) y la participación de la inversión privada.

Lo anterior representa un área de oportunidad para la industria del biodiésel en esta entidad.

Atributos del servicio

Los servicios ofrecidos por la empresa, deberán cumplir con las siguientes expectativas: Imagen, formato y contenido de documentos acorde con formatos previamente establecidos.

Otros son respecto a la calidad del servicio y servicio en tiempo, así como la calidad del producto con la mejor materia prima posible.

Establecimiento de precios

El costo de producción del biodiésel es más alto que el del petróleo diesel si se basa en los precios vistos los últimos años. Depende mucho del precio de las materias primas (en un 80% más o menos) pero la evolución de los precios del petróleo podrían hacerlo una alternativa posible a largo plazo.

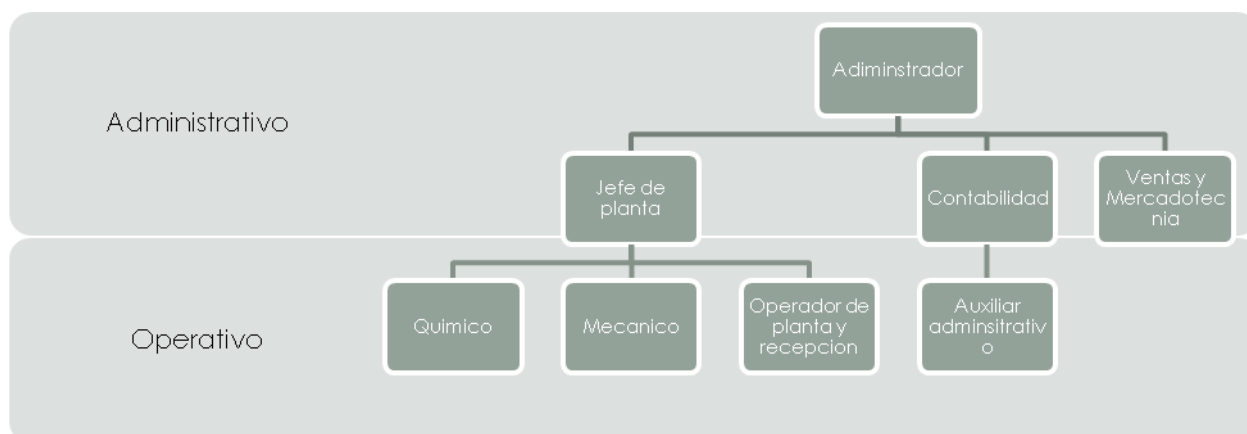
Los precios de los cultivos oleaginosos han disminuido en el tiempo por mejoramiento de los métodos agrícolas y del rendimiento de las superficies cultivadas

Por lo anterior los factores principales a considerar para establecer precios será:

- Precio insumos:
 - ✓ Cultivo oleaginoso
 - ✓ Aceite
 - ✓ Catalizador
 - ✓ Alcohol
 - ✓ Agua tratada
- Eficiencia operacional
- Producción anual (rendimientos)
- Servicios auxiliares (agua, electricidad)
- Demanda
- Competencia
- Costo del petróleo
- Prestigio

Organización e instalaciones

En el presente estudio también se proyectó el organigrama del personal necesario para el arranque de planta.



- ✓ El administrador, es el responsable y encargado de la planta.
- ✓ Jefe de planta, es responsable de coordinar el proceso productivo y anexo.
- ✓ Contabilidad, responsable de ejecutar todos los procesos legales de la empresa.
- ✓ Auxiliar administrativo, es responsable de auxiliar en funciones administrativas del encargado de contabilidad.
- ✓ Ventas y mercadotecnia, es responsable del seguimiento y venta del producto, así como promoción y ubicación del nombre de la empresa en el mercado.
- ✓ Químico, es responsable de monitorear, controlar y asegurar que el proceso esté cumpliendo con la calidad que requiere el cliente.
- ✓ Mecánico, es responsable de asegurar el correcto y eficiente funcionamiento de las instalaciones y equipos de la planta.
- ✓ Operador, es responsable de operar y manipular el trazo del producto final.

Aspectos financieros

Para efecto de determinar los ingresos esperados a lo largo de los 5 años, que se tiene estimados como límite para el retorno de inversión.

En este caso se consideran los dos productos principales del proceso.

	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
Biodiésel	6,114,760	7,987,406	10,383,627	13,433,818	17,711,146

Glicerina	561,119	732,962	952,851	1,232,750	1,625,258
-----------	---------	---------	---------	-----------	-----------

	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
Total	6,675,880	8,720,368	11,336,478	14,666,568	19,336,404

Se puede apreciar que el producto principal genera un mayor ingreso, puesto que es el objetivo principal de la empresa, mientras que el subproducto también nos genera un ingreso que apoya al retorno de inversión.

También se observa que al año 5 se tiene un ingreso tres veces mayor al año 1. Esto indica el crecimiento y pronta recuperación.

Producción de servicios anual y mensual

PRODUCCION DE BIODIESEL Y GLICERINA

AÑO 1

AÑO 2

AÑO 3

	16,462	14,147	16,976	16,976	19,291	17,877	19,163	17,748	18,005	23,149	23,793	21,220	224,807
Coeficiente de demanda	0.0732 3	0.06293	0.07551	0.07551	0.08581	0.07952	0.08524	0.07895	0.08009	0.10297	0.10584	0.09439	

AÑO 4	Periodo mensual												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	TOTAL
Biodiésel	102,887	88,418	106,102	106,102	120,570	111,728	119,767	110,925	112,532	144,684	148,703	132,627	1,405,046
Glicerina	20,577	17,684	21,220	21,220	24,114	22,346	23,953	22,185	22,506	28,937	29,741	26,525	281,009
Coeficiente de demanda	0.0732 3	0.06293	0.07551	0.07551	0.08581	0.07952	0.08524	0.07895	0.08009	0.10297	0.10584	0.09439	

AÑO 5	Periodo mensual												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	TOTAL
Biodiésel	131,695	113,175	135,810	135,810	154,330	143,012	153,301	141,984	144,041	185,196	190,340	169,763	1,798,459
Glicerina	26,339	22,635	27,162	27,162	30,866	28,602	30,660	28,397	28,808	37,039	38,068	33,953	359,692
Coeficiente de demanda	0.0732 3	0.06293	0.07551	0.07551	0.08581	0.07952	0.08524	0.07895	0.08009	0.10297	0.10584	0.09439	

Costo mensual

COSTO DE PLANTA DE PRODUCCION DE BIODIESEL

Concepto	Cantidad	Unidad	Costo unitario \$	Total \$
Inversión total				\$ 11,338,116.15
Inversión fija				\$ 7,428,000.00
1 INSTALACION DE PLANTA				\$ 3,480,000.00
Comprar terreno	300	m²	\$ 11,500.00	\$ 3,450,000.00
Permisos y licencias básicas de construcción (deslinde, pago de impuestos)	1	tramite	\$ 30,000.00	\$ 30,000.00
1.1 OBRA CIVIL				\$ 271,000.00
Acondicionar el terreno	700	m²	\$ 80.00	\$ 56,000.00
Nivelar, cimentar y pavimentar el terreno	300	m²	\$ 150.00	\$ 45,000.00
Levantar Estructura (elementos susténtales de la construcción)	250	m²	\$ 300.00	\$ 75,000.00
Construir edificio, áreas, oficinas y casetas	150	m²	\$ 200.00	\$ 30,000.00
Acondicionar servicios auxiliares	2	servicio	\$ 96,000.00	\$ 192,000.00
Electricidad	1	servicio	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00
Agua	1	servicio	\$ 25,000.00	\$ 25,000.00
Teléfono	1	servicio	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00
Drenaje	1	servicio	\$ 16,000.00	\$ 16,000.00
Acondicionar áreas verdes	1	servicio	\$ 15,000.00	\$ 15,000.00
1.2 MAQUINARIA Y EQUIPO				\$ 3,948,000.00
Tanques				\$ 322,000.00
Bombas+valvulas				\$ 136,000.00

Otros equipos				\$	5,466,000.00
Laboratorio				\$	1,020,000.00
Equipo de pruebas	6	pza	\$	170,000.00	\$ 1,020,000.00
Tuberías				\$	7,500.00
PVC	100	10 mt	\$	75.00	\$ 7,500.00
Automatización				\$	180,000.00
PLC, computadoras	1	sistema	\$	180,000.00	\$ 180,000.00
Red contra incendio	1	sistema	\$	200,000.00	\$ 200,000.00
Tratamiento de aguas	1	planta	\$	60,000.00	\$ 60,000.00
Pesaje de pipas				\$	100,000.00
Basculas	1	pza	\$	100,000.00	\$ 100,000.00
Servicios básicos	1	servicio	\$	40,000.00	\$ 40,000.00
Montaje de equipos	1	servicio	\$	150,000.00	\$ 150,000.00
Contingencias	1	servicio	\$	30,000.00	\$ 30,000.00
Acondicionamiento oficinas (sillas, mesas, computadora)	1	servicio	\$	80,000.00	\$ 80,000.00
2 Inversión diferida					\$ 1,988,000.00
2.1 PDN					\$ 20,000.00
Desarrollo proyecto de negocio	1	servicio	\$	20,000.00	\$ 20,000.00
2.2 PROYECTO EJECUTIVO					\$ 1,068,000.00
Estudio de factibilidad tecnica		servicio	\$	1,000,000.00	\$ 1,000,000.00
Elaboración de proyecto ejetuivo	1	servicio	\$	68,000.00	\$ 68,000.00
2.3 PERMISOS DE OPERACION DE PLANTA					\$ 440,000.00
Ambiental	1	servicio	\$	300,000.00	\$ 300,000.00
Seguridad e higiene	1	servicio	\$	100,000.00	\$ 100,000.00
Administrativo	1	servicio	\$	40,000.00	\$ 40,000.00
2.4 CAPACITACION					\$ 380,000.00
Operacion	1	servicio	\$	200,000.00	\$ 200,000.00
Mantenimiento	1	servicio	\$	150,000.00	\$ 150,000.00

	Administrativo (Fiscales, etc)	1	servicio	\$ 30,000.00	\$ 30,000.00
3	Capital de trabajo				\$ 1,922,116.15
	Costos variables				\$ 369,216.15
3.1	INSUMOS				\$ 16.15
	Aceite de higerilla	1	lt	\$ 5.90	\$ 5.90
	Metanol	1	lt	\$ 4.20	\$ 4.20
	Hidróxido de sodio	1	lt	\$ 1.50	\$ 1.50
	Acido Clorhídrico	1	lt	\$ 2.35	\$ 2.35
	Acido sulfúrico	1	lt	\$ 2.20	\$ 2.20
	Agua tratada	1	lt	\$ 0.00	\$ 0.00
3.2	CONSUMIBLES				\$ 340,500.00
	Electricidad	25000	KW	\$ 0.90	\$ 22,500.00
	Agua	1	servicio	\$ 4,000.00	\$ 4,000.00
	Papelería (copias, plumas, grapas, etc.)	1	varios	\$ 15,000.00	\$ 15,000.00
	Utensilios de limpieza	1	varios	\$ 35,000.00	\$ 35,000.00
	Equipo de protección personal	40	kit	\$ 1,000.00	\$ 40,000.00
	Uniformes (camisa, pantalón, botas de seguridad)	40	kit	\$ 600.00	\$ 24,000.00
	Inventario producto terminado		servicio	\$ 200,000.00	\$ 200,000.00
3.3	COMBUSTIBLES Y LUBRICANTES				\$ 28,700.00
	Diesel	2000	Lt	\$ 10.00	\$ 20,000.00
	Gas	300	Lt	\$ 9.00	\$ 2,700.00
	Gasolina	750	Lt	\$ 8.00	\$ 6,000.00
	Costos fijos				\$ 1,552,900.00
3.4	RENTA DE SERVICIOS				\$ 75,000.00
	Servicio celular	1	servicio	\$ 15,000.00	\$ 15,000.00
	Telefonía e internet	1	servicio	\$ 25,000.00	\$ 25,000.00
	Asistencia técnica	1	servicio	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00
	Fumigación	2	servicio	\$ 15,000.00	\$ 30,000.00

3.5 MANO DE OBRA					\$ 686,900.00
Personal administrativo					\$ 186,000.00
Administrador	1	persona	\$ 30,000.00	\$ 30,000.00	
Contabilidad	2	persona	\$ 24,000.00	\$ 48,000.00	
Auxiliar administrativo	2	persona	\$ 13,500.00	\$ 27,000.00	
Ventas y Mercadotecnia	3	persona	\$ 27,000.00	\$ 81,000.00	
Personal operativo					\$ 356,900.00
Jefe de planta	1	persona	\$ 24,000.00	\$ 24,000.00	
Químico	3	persona	\$ 16,500.00	\$ 49,500.00	
Mecánico	6	persona	\$ 13,500.00	\$ 81,000.00	
Técnico químico	5	persona	\$ 10,500.00	\$ 52,500.00	
Operario de recepción	4	persona	\$ 350.00	\$ 1,400.00	
Operador de planta	15	persona	\$ 300.00	\$ 4,500.00	
Personal operativo temporal					\$ 144,000.00
Técnico químico temporal	3	persona	\$ 10,500.00	\$ 31,500.00	
Operador temporal	15	persona	\$ 7,500.00	\$ 112,500.00	
3.6 MANTENIMIENTO MAQUINARIA Y EQUIPO					\$ 398,000.00
Instalaciones	20	servicio	\$ 15,000.00	\$ 300,000.00	
Equipos electrónicos y de computo	70	servicio	\$ 200.00	\$ 14,000.00	
Vehicular	4	servicio	\$ 1,000.00	\$ 4,000.00	
Maquinaria y equipo	2	servicio	\$ 30,000.00	\$ 60,000.00	
Herramienta	4	servicio	\$ 5,000.00	\$ 20,000.00	
3.7 GASTOS DE REPRESENTACION					\$ 193,000.00
Tarjetas de presentación	8	servicio	\$ 250.00	\$ 2,000.00	
Revista mensual	12	revista	\$ 500.00	\$ 6,000.00	
Pagina web	1	servicio	\$ 35,000.00	\$ 35,000.00	
Publicidad	25	servicios	\$ 6,000.00	\$ 150,000.00	
Viaticos	15	servicio	\$ 12,000.00	\$ 180,000.00	

3.8 SEGUROS

Seguros

1	servicios	\$	200,000.00	\$	200,000.00
---	-----------	----	------------	----	------------

Ingresos

El cálculo de ingresos fue realizado multiplicando la matriz de servicios mensuales por la matriz de precios de venta por los mismos servicios.

ESTIMACIÓN DE INGRESOS BIODIÉSEL

AÑO 1	Periodo mensual												
Ventas	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	TOTAL
Biodiésel	447,763	384,796	461,755	461,755	524,722	486,242	521,224	482,744	489,741	629,666	647,157	577,194	6,114,760
Glicerina	41,089	35,311	42,373	42,373	48,151	44,620	47,830	44,299	44,941	57,781	59,386	52,966	561,119
TOTAL	488,85	420,107	504,128	504,128	572,873	530,862	569,054	527,043	534,681	687,448	706,543	630,160	6,675,880

AÑO 2	Periodo mensual												
Ventas	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL
Biodiésel	584,890	502,640	603,168	603,168	685,418	635,154	680,849	630,585	639,724	822,502	845,349	753,960	7,987,406
Glicerina	53,672	46,125	55,350	55,350	62,897	58,285	62,478	57,865	58,704	75,477	77,573	69,187	732,962
TOTAL	638,56	548,765	658,517	658,517	748,315	693,439	743,327	688,450	698,428	897,978	922,922	823,147	8,720,368

AÑO 3	Periodo mensual												
Ventas	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL
Biodiésel	760,357	653,432	784,118	784,118	891,044	825,700	885,103	819,760	831,641	1,069,252	1,098,954	980,148	10,383,627
Glicerina	69,774	59,962	71,954	71,954	81,766	75,770	81,221	75,225	76,315	98,120	100,845	89,943	952,851
TOTAL	830,13	713,394	856,073	856,073	972,810	901,471	966,324	894,985	907,956	1,167,37	1,199,799	1,070,09	11,336,47

AÑO 4	Periodo mensual												
Ventas	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL

Biodiésel	983,712	845,378	1,014,453	1,014,453	1,152,788	1,068,250	1,145,102	1,060,565	1,075,935	1,383,345	1,421,771	1,268,066	13,433,818
Glicerina	90,270	77,576	93,091	93,091	105,785	98,028	105,080	97,322	98,733	126,942	130,468	116,364	1,232,750
TOTAL	1,073,979	922,953	1,107,544	1,107,544	1,258,573	1,166,277	1,250,182	1,157,887	1,174,668	1,510,287	1,552,240	1,384,430	14,666,568

AÑO 5	Periodo mensual												
Ventas	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL
Biodiésel	1,296,926	1,114,546	1,337,455	1,337,455	1,519,835	1,408,381	1,509,703	1,398,248	1,418,513	1,823,802	1,874,463	1,671,819	17,711,146
Glicerina	119,012	102,276	122,731	122,731	139,467	129,240	138,537	128,310	130,169	167,361	172,010	153,414	1,625,258
TOTAL	1,415,938	1,216,822	1,460,186	1,460,186	1,659,302	1,537,620	1,648,240	1,526,558	1,548,682	1,991,163	2,046,473	1,825,233	19,336,404

Egresos y Flujo de efectivo

[illegible]

9.- Imprevistos

SUBTOTAL	\$831,316	\$631,316	\$631,316	\$631,316	\$631,316	\$631,316	\$631,316	\$701,717	\$701,717	\$701,717	\$701,717	\$701,717	\$701,717	\$701,717
-----------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------

AÑO 2	Periodo mensual												
	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL
Capital de trabajo													\$9,667,195.33
1.- Insumos	\$16.88	\$16.88	\$16.88	\$16.88	\$16.88	\$16.88	\$16.88	\$16.88	\$16.88	\$16.88	\$16.88	\$16.88	\$202.54
	\$53,922.	\$53,922.	\$53,922.	\$53,922.	\$53,922.	\$53,922.	\$53,922.	\$53,922.	\$53,922.	\$53,922.	\$53,922.	\$53,922.	
2.- Consumibles	94	94	94	94	94	94	94	94	94	94	94	94	\$647,075.29
3.- Combustibles y lubricantes	\$29,991.	\$29,991.	\$29,991.	\$29,991.	\$29,991.	\$29,991.	\$29,991.	\$29,991.	\$29,991.	\$29,991.	\$29,991.	\$29,991.	\$359,898.00
	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	
	\$39,187.	\$39,187.	\$39,187.	\$39,187.	\$39,187.	\$39,187.	\$39,187.	\$47,025.	\$47,025.	\$47,025.	\$47,025.	\$47,025.	
4.- Renta de servicios	50	50	50	50	50	50	00	00	00	00	00	00	\$517,275.00
	\$717,810	\$717,810	\$717,810	\$501,600	\$501,600	\$501,600	\$567,330	\$567,330	\$567,330	\$717,810	\$717,810	\$717,810	
5.- Mano de obra	.50	.50	.50	.00	.00	.00	.50	.50	.50	.50	.50	.50	\$7,513,654.50
6.- Mantenimiento maquinaria y equipo	\$15,675.	\$15,675.	\$15,675.	\$15,675.	\$15,675.	\$15,675.	\$15,675.	\$15,675.	\$15,675.	\$15,675.	\$15,675.	\$15,675.	\$188,100.00
	00	00	00	00	00	00	00	00	00	00	00	00	
	\$19,332.	\$19,332.	\$19,332.	\$19,332.	\$19,332.	\$19,332.	\$19,332.	\$19,332.	\$19,332.	\$19,332.	\$19,332.	\$19,332.	
7.- Gastos de representación	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	\$231,990.00
	\$209,000												
8.- Seguros	.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$209,000.00
SUBTOTAL	\$1,084,937	\$875,937	\$875,937	\$659,726	\$659,726	\$659,726	\$733,294	\$733,294	\$733,294	\$883,774	\$883,774	\$883,774	\$9,667,195

AÑO 3	Periodo mensual												
	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL
Capital de trabajo													\$10,034,548.75
1.- Insumos	\$17.52	\$17.52	\$17.52	\$17.52	\$17.52	\$17.52	\$17.52	\$17.52	\$17.52	\$17.52	\$17.52	\$17.52	\$210.24
	\$55,972.	\$55,972.	\$55,972.	\$55,972.	\$55,972.	\$55,972.	\$55,972.	\$55,972.	\$55,972.	\$55,972.	\$55,972.	\$55,972.	
2.- Consumibles	01	01	01	01	01	01	01	01	01	01	01	01	\$671,664.15
3.- Combustibles y lubricantes	\$31,131.	\$31,131.	\$31,131.	\$31,131.	\$31,131.	\$31,131.	\$31,131.	\$31,131.	\$31,131.	\$31,131.	\$31,131.	\$31,131.	\$373,574.12
	18	18	18	18	18	18	18	18	18	18	18	18	

4.- Renta de servicios	\$40,676.63	\$40,676.63	\$40,676.63	\$40,676.63	\$40,676.63	\$40,676.63	\$48,811.95	\$48,811.95	\$48,811.95	\$48,811.95	\$48,811.95	\$48,811.95	\$536,931.45
5.- Mano de obra	\$745,087.30	\$745,087.30	\$745,087.30	\$520,660.80	\$520,660.80	\$520,660.80	\$588,889.06	\$588,889.06	\$588,889.06	\$745,087.30	\$745,087.30	\$745,087.30	\$7,799,173.37
6.- Mantenimiento maquinaria y equipo	\$16,270.65	\$16,270.65	\$16,270.65	\$16,270.65	\$16,270.65	\$16,270.65	\$16,270.65	\$16,270.65	\$16,270.65	\$16,270.65	\$16,270.65	\$16,270.65	\$195,247.80
7.- Gastos de representación	\$20,067.14	\$20,067.14	\$20,067.14	\$20,067.14	\$20,067.14	\$20,067.14	\$20,067.14	\$20,067.14	\$20,067.14	\$20,067.14	\$20,067.14	\$20,067.14	\$240,805.62
8.- Seguros	\$216,942.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$216,942.00
SUBTOTAL	\$1,126,164	\$909,222	\$909,222	\$684,796	\$684,796	\$684,796	\$761,160	\$761,160	\$761,160	\$917,358	\$917,358	\$917,358	\$10,034,549

AÑO 4	Periodo mensual												
	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL
Capital de trabajo													\$10,385,757.95
1.- Insumos	\$18.13	\$18.13	\$18.13	\$18.13	\$18.13	\$18.13	\$18.13	\$18.13	\$18.13	\$18.13	\$18.13	\$18.13	\$217.59
2.- Consumibles	\$57,931.03	\$57,931.03	\$57,931.03	\$57,931.03	\$57,931.03	\$57,931.03	\$57,931.03	\$57,931.03	\$57,931.03	\$57,931.03	\$57,931.03	\$57,931.03	\$695,172.39
3.- Combustibles y lubricantes	\$32,220.77	\$32,220.77	\$32,220.77	\$32,220.77	\$32,220.77	\$32,220.77	\$32,220.77	\$32,220.77	\$32,220.77	\$32,220.77	\$32,220.77	\$32,220.77	\$386,649.22
4.- Renta de servicios	\$42,100.31	\$42,100.31	\$42,100.31	\$42,100.31	\$42,100.31	\$42,100.31	\$50,520.37	\$50,520.37	\$50,520.37	\$50,520.37	\$50,520.37	\$50,520.37	\$555,724.05
5.- Mano de obra	\$771,165.35	\$771,165.35	\$771,165.35	\$538,883.93	\$538,883.93	\$538,883.93	\$609,500.18	\$609,500.18	\$609,500.18	\$771,165.35	\$771,165.35	\$771,165.35	\$8,072,144.44
6.- Mantenimiento maquinaria y equipo	\$16,840.12	\$16,840.12	\$16,840.12	\$16,840.12	\$16,840.12	\$16,840.12	\$16,840.12	\$16,840.12	\$16,840.12	\$16,840.12	\$16,840.12	\$16,840.12	\$202,081.47
7.- Gastos de representación	\$20,769.48	\$20,769.48	\$20,769.48	\$20,769.48	\$20,769.48	\$20,769.48	\$20,769.48	\$20,769.48	\$20,769.48	\$20,769.48	\$20,769.48	\$20,769.48	\$249,233.82
8.- Seguros	\$224,534.97	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$224,534.97
SUBTOTAL	\$1,165,580	\$941,045	\$941,045	\$708,764	\$708,764	\$708,764	\$787,800	\$787,800	\$787,800	\$949,465	\$949,465	\$949,465	\$10,385,758

AÑO 5	Periodo mensual												
	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL

Capital de trabajo													\$10,697,330.69
1.- Insumos	\$18.68	\$18.68	\$18.68	\$18.68	\$18.68	\$18.68	\$18.68	\$18.68	\$18.68	\$18.68	\$18.68	\$18.68	\$224.12
	\$59,668.96	\$59,668.96	\$59,668.96	\$59,668.96	\$59,668.96	\$59,668.96	\$59,668.96	\$59,668.96	\$59,668.96	\$59,668.96	\$59,668.96	\$59,668.96	\$716,027.56
2.- Consumibles													
3.- Combustibles y lubricantes	\$33,187.39	\$33,187.39	\$33,187.39	\$33,187.39	\$33,187.39	\$33,187.39	\$33,187.39	\$33,187.39	\$33,187.39	\$33,187.39	\$33,187.39	\$33,187.39	\$398,248.69
	\$43,363.32	\$43,363.32	\$43,363.32	\$43,363.32	\$43,363.32	\$43,363.32	\$52,035.98	\$52,035.98	\$52,035.98	\$52,035.98	\$52,035.98	\$52,035.98	\$572,395.77
4.- Renta de servicios	\$794,300.32	\$794,300.32	\$794,300.32	\$555,050.45	\$555,050.45	\$555,050.45	\$627,785.18	\$627,785.18	\$627,785.18	\$794,300.32	\$794,300.32	\$794,300.32	\$8,314,308.77
5.- Mano de obra													
6.- Mantenimiento maquinaria y equipo	\$17,345.33	\$17,345.33	\$17,345.33	\$17,345.33	\$17,345.33	\$17,345.33	\$17,345.33	\$17,345.33	\$17,345.33	\$17,345.33	\$17,345.33	\$17,345.33	\$208,143.92
	\$21,392.57	\$21,392.57	\$21,392.57	\$21,392.57	\$21,392.57	\$21,392.57	\$21,392.57	\$21,392.57	\$21,392.57	\$21,392.57	\$21,392.57	\$21,392.57	\$256,710.83
7.- Gastos de representación	\$231,271.02	\$231,271.02	\$231,271.02	\$231,271.02	\$231,271.02	\$231,271.02	\$231,271.02	\$231,271.02	\$231,271.02	\$231,271.02	\$231,271.02	\$231,271.02	\$231,271.02
8.- Seguros	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$231,271.02
SUBTOTAL	\$1,200,548	\$969,277	\$969,277	\$730,027	\$730,027	\$730,027	\$811,434	\$811,434	\$811,434	\$977,949	\$977,949	\$977,949	\$10,697,331

PROYECCION DEL FLUJO DE EFECTIVO

AÑO 1

CONCEPTO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	TOTAL
1. Ingresos	0	488,852	420,107	504,128	504,128	572,873	530,862	569,054	527,043	534,681	687,448	706,543	630,160	6,675,880
2. Egresos (Costos de operación)	831,316	631,316	631,316	631,316	631,316	631,316	701,717	701,717	701,717	701,717	701,717	701,717	701,717	8,899,915
	(831,316)	(142,464)												
3. Utilidad de efectivo (1-2)	)	)	(211,209)	(127,188)	(127,188)	(58,443)	(170,855)	(132,663)	(174,674)	(167,036)	(14,270)	4,826	(71,557)	(1,392,720)
SALDO ACUMULADO	(831,316)	(973,780)	(1,184,989)	(1,312,177)	(1,439,365)	(1,497,808)								

AÑO 2

CONCEPTOS	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	TOTAL
1. Ingresos	584,890	502,640	603,168	603,168	685,418	635,154	680,849	630,585	639,724	822,502	845,349	753,960	7,987,406
2. Egresos (Costos de operación)	1,084,937												
	7	875,937	875,937	659,726	659,726	659,726	733,294	733,294	733,294	883,774	883,774	883,774	9,667,195
	(500,047)	(373,297)											
3. Utilidad de efectivo (1-2)	)	)	(272,769)	(56,558)	25,692	(24,572)	(52,446)	(102,710)	(93,571)	(61,273)	(38,425)	(129,814)	(1,679,790)
SALDO ACUMULADO	(500,047)												

AÑO 3

CONCEPTOS	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	TOTAL
1. Ingresos	830,131	713,394	856,073	856,073	972,810	901,471	966,324	894,985	907,956	1,167,372	1,199,799	1,070,091	11,336,478
2. Egresos (Costos de operación)	1,126,164												
	4	909,222	909,222	684,796	684,796	684,796	761,160	761,160	761,160	917,358	917,358	917,358	10,034,549
	(296,033)	(195,828)											
3. Utilidad de efectivo (1-2)	)	)	(53,150)	171,277	288,014	216,675	205,165	133,826	146,796	250,014	282,441	152,733	1,301,929
SALDO ACUMULADO						130,954	336,119	469,944	616,741	866,755	1,149,196	1,301,929	3,079,276

AÑO 4

CONCEPTOS	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	TOTAL
-----------	----	----	----	----	----	----	----	----	----	----	----	----	-------

	1,073,98												
1. Ingresos	2	922,953	1,107,544	1,107,544	1,258,573	1,166,277	1,250,182	1,157,887	1,174,668	1,510,287	1,552,240	1,384,430	14,666,568
2. Egresos (Costos de operación)	1,165,580	941,045	941,045	708,764	708,764	708,764	787,800	787,800	787,800	949,465	949,465	949,465	10,385,758
3. Utilidad de efectivo (1-2)	(91,598)	(18,092)	166,499	398,780	549,809	457,514	462,382	370,087	386,868	560,822	602,775	434,965	4,280,810
SALDO ACUMULADO			56,809	455,589	1,005,398	1,462,912	1,925,294	2,295,381	2,682,249	3,243,071	3,845,846	4,280,810	21,052,072

AÑO 5													
CONCEPTOS	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	TOTAL
1. Ingresos	1,415,938	1,216,822	1,460,186	1,460,186	1,659,302	1,537,620	1,648,240	1,526,558	1,548,682	1,991,163	2,046,473	1,825,233	19,336,404
2. Egresos (Costos de operación)	1,200,548	969,277	969,277	730,027	730,027	730,027	811,434	811,434	811,434	977,949	977,949	977,949	10,697,331
3. Utilidad de efectivo (1-2)	215,390	247,545	490,910	730,159	929,276	807,594	836,806	715,124	737,248	1,013,214	1,068,524	847,283	8,639,073
SALDO ACUMULADO	215,390	462,936	953,845	1,684,005	2,613,280	3,420,874	4,257,680	4,972,804	5,710,052	6,723,266	7,791,790	8,639,073	47,444,995

Periodo de recuperación

TIEMPO DE RECUPERACION AJUSTADO

Periodo mensual	Ingreso	Egreso	Flujo de efectivo	Factor de descuento 1.6%	Valor actual del flujo de efectivo neto	Flujo de efectivo acumulado
0	0	831,316	(831,316)	1.0000	(831,316)	(831,316)
1	488,852	631,316	(142,464)	0.9840	(140,186)	(971,502)
2	420,107	631,316	(211,209)	0.9683	(204,509)	(1,176,011)
3	504,128	631,316	(127,188)	0.9528	(121,184)	(1,297,194)
4	504,128	631,316	(127,188)	0.9376	(119,246)	(1,416,440)
5	572,873	631,316	(58,443)	0.9226	(53,917)	(1,470,358)
6	530,862	701,717	(170,855)	0.9078	(155,104)	(1,625,462)
7	569,054	701,717	(132,663)	0.8933	(118,508)	(1,743,970)
8	527,043	701,717	(174,674)	0.8790	(153,541)	(1,897,510)
9	534,681	701,717	(167,036)	0.8650	(144,479)	(2,041,989)
10	687,448	701,717	(14,270)	0.8511	(12,145)	(2,054,134)
11	706,543	701,717	4,826	0.8375	4,042	(2,050,092)
12	630,160	701,717	(71,557)	0.8241	(58,972)	(2,109,064)
13	584,890	1,084,937	(500,047)	0.8109	(405,512)	(2,514,576)
14	502,640	875,937	(373,297)	0.7980	(297,884)	(2,812,459)
15	603,168	875,937	(272,769)	0.7852	(214,184)	(3,026,643)
16	603,168	659,726	(56,558)	0.7727	(43,701)	(3,070,344)
17	685,418	659,726	25,692	0.7603	19,534	(3,050,810)
18	635,154	659,726	(24,572)	0.7482	(18,384)	(3,069,194)
19	680,849	733,294	(52,446)	0.7362	(38,610)	(3,107,804)
20	630,585	733,294	(102,710)	0.7244	(74,405)	(3,182,208)
21	639,724	733,294	(93,571)	0.7128	(66,700)	(3,248,909)
22	822,502	883,774	(61,273)	0.7014	(42,979)	(3,291,887)
23	845,349	883,774	(38,425)	0.6902	(26,522)	(3,318,409)
24	753,960	883,774	(129,814)	0.6792	(88,168)	(3,406,577)
25	830,131	1,126,164	(296,033)	0.6683	(197,846)	(3,604,423)
26	713,394	909,222	(195,828)	0.6576	(128,784)	(3,733,206)
27	856,073	909,222	(53,150)	0.6471	(34,394)	(3,767,601)
28	856,073	684,796	171,277	0.6368	109,064	(3,658,536)

29	856,073	684,796	171,277	0.6266	107,320	(3,551,216)
30	901,471	684,796	216,675	0.6166	133,595	(3,417,621)
31	966,324	761,160	205,165	0.6067	124,476	(3,293,145)
32	894,985	761,160	133,826	0.5970	79,895	(3,213,249)
33	907,956	761,160	146,796	0.5875	86,238	(3,127,012)
34	1,167,372	917,358	250,014	0.5781	144,526	(2,982,486)
35	1,199,799	917,358	282,441	0.5688	160,660	(2,821,825)
36	1,070,091	917,358	152,733	0.5597	85,490	(2,736,336)
37	1,073,982	1,165,580	(91,598)	0.5508	(50,451)	(2,786,786)
38	922,953	941,045	(18,092)	0.5420	(9,805)	(2,796,592)
39	1,107,544	941,045	166,499	0.5333	88,795	(2,707,797)
40	1,107,544	708,764	398,780	0.5248	209,272	(2,498,524)
41	1,258,573	708,764	549,809	0.5164	283,915	(2,214,609)
42	1,166,277	708,764	457,514	0.5081	232,477	(1,982,132)
43	1,250,182	787,800	462,382	0.5000	231,194	(1,750,937)
44	1,157,887	787,800	370,087	0.4920	182,087	(1,568,850)
45	1,174,668	787,800	386,868	0.4841	187,300	(1,381,550)
46	1,510,287	949,465	560,822	0.4764	267,177	(1,114,373)
47	1,384,430	949,465	434,965	0.4688	203,905	(910,468)
48	1,552,240	949,465	602,775	0.4613	278,053	(632,415)
49	1,415,938	1,200,548	215,390	0.4539	97,769	(534,646)
50	1,216,822	969,277	247,545	0.4467	110,567	(424,079)
51	1,460,186	969,277	490,910	0.4395	215,761	(208,318)
52	1,460,186	730,027	730,159	0.4325	315,783	107,465
53	1,659,302	730,027	929,276	0.4256	395,471	502,936
54	1,537,620	730,027	807,594	0.4188	338,191	841,128
55	1,648,240	811,434	836,806	0.4121	344,821	1,185,949
56	1,526,558	811,434	715,124	0.4055	289,968	1,475,917
57	1,548,682	811,434	737,248	0.3990	294,159	1,770,076
58	1,991,163	977,949	1,013,214	0.3926	397,804	2,167,879
59	1,825,233	977,949	847,283	0.3863	327,337	2,495,217
60	2,046,473	977,949	1,068,524	0.3802	406,210	2,901,427
	57,839,525	48,853,432	9,132,727	VAN =	2,495,217	

VAN **2,495,217**

TIR	36.1%
------------	--------------

INTERES BANCARIO

ANUAL	19.5%
MENSUAL	1.6%

Capítulo 6: Conclusiones

6 CONCLUSIONES

El análisis de exergía es una herramienta útil para localizar y evaluar las ineficiencias termodinámicas del proceso analizado. 42% de las ineficiencias están localizadas en el reactor transesterificador. Aunque las irreversibilidades del reactor tienen un alto valor, la eficiencia exergética de los componentes es 87.76 %. Este valor indica que el 87.76% de la exergía del combustible esta presente en la exergía del producto. Esta alta irreversibilidad es debido al alto valor de la exergía química de los reactantes y productos de la reacción. En el resto de las unidades de operación la irreversibilidad es insignificante.

La eficiencia exergética de todo el proceso es arriba del 85%. Las reacciones químicas causan la mayoría de las irreversibilidades de los procesos. En un análisis avanzado de exergía podría conducir a evaluar una evitable e inevitable parte de las irreversibilidades así como la mutua influencia de los componentes de los procesos.

La exergía calculada para el proceso general de producción de biodiesel es de 83.12 %. Se detectó que la exergía química del metil éster (40.50 MJ/kmol) es mayor que la del aceite (38.90 MJ/kmol).

Se detectó áreas de mejora durante las tres corridas realizadas para el mismo proceso, donde la exergía química útil de la materia, puede usarse para aumentar la eficiencia del proceso.

Se implementó un decantador después del reactor de pre-esterificación y transesterificación lo cuál resulta una reducción en los procesos de separación, dando lugar a que el equipo más irreversible cambiara al reactor de transesterificación, siendo este el segundo equipo mas irreversible (40%)

Las irreversibilidad en el proceso de producción de biodiesel fue de 16.83 % y es atribuida a la pérdida de calor.

El cálculo de la calidad de la energía de los materiales es importante para caracterizar subproductos, desperdicios y diseñar procesos reciclables.

El análisis de exergía es una herramienta útil para evaluar las cargas ambientales asociadas con el producto, proceso o actividad por la identificación y cuantificación de la energía de los materiales utilizados y desechados al medio ambiente.

El desarrollar una base de datos en función de MJ para contabilizar la exergía para todos los materiales permite la comparación más exacta en términos de consumo con otras fuentes renovables. (L. Talens 42.38 MJ)

En general las irreversibilidades por pérdidas de calor pueden minimizarse reutilizando el calor de otros procesos internos, esto es, minimiza la entrada de abasto energía.

La fase de diagrama de flujo permite la comparación con otros procesos similares, como el diesel, y poder analizar de manera mas detallada las exergias de cada combustible.

Por otra parte, utilizando la exergía como un indicador ambiental, el diesel es mas reactivo en el ambiente que el biodiésel.

El TIR de 36.1% muestra la factibilidad de que opere un proceso de obtención de biodiésel en Baja California.

Referencias

- (SENER, 2007) Estrategia intersecretarial de los bioenergéticos. Gobierno federal, sagarpa, sener, se, semarnat, SHCP.
- (SENER, 2009) (SENER, 2009) Programa de introducción de bioenergéticos. sener, gobierno federal. www.energia.gob.mx
- (Masera et al., 2005) Masera, O. R.; Aguillón, J. y Gamiño. B. (2005). “Estimación del Recurso y Prospectiva Tecnológica de la Biomasa como Energético Renovable en México”. Estudio Prospectivo del Sector Energético. Secretaría de Energía. Anexo 2.
- (Sandoval, 2010) Georgina Sandoval (2010) “Biocombustibles avanzados en México. Estado actual y perspectivas” Red Mexicana de Bioenergía.
- (BioTop, 2010) . “Feedstock Production in Latin America. Biofuels Assessment on Technical Opportunities and Research Needs for Latin America”. BioTop Project No: FP7-213320, Task 2.1. Feedstock production in Latin America. Consultado Septiembre 13, 2010 de: http://www.top-biofuel.org/images/stories/pr-reportswebsite/ANNEx-1-4_WP2_D2-1_Feedstock-production.pdf
- (UNEP, 2009) “Bioenergy Issue Paper Series No. 3: Gain or pain? Biofuels and invasive species”. Bioenergy Issue Paper Series, United Nations Environment Programme (UNEP). Paris, Francia.
- (SENER, 2010) Recommendations for a Mexican biodiesel standard and the infrastructure required for its handling, Mexico, D.F., September, 2010.
- (SENER, 2007a) Renewable Fuels Association, F.O. Licht. 2 Programa Sectorial de Desarrollo Agropecuario y Pesquero 2007-20123 Fuente: SENER
- (SENER, 2007b) Sistema de Información Energética (SIE) de la Secretaría de Energía, 2007.
- (Coronado, 2010) IEA
- (SENER, 2008) Ley de promoción y desarrollo de los bioenergéticos.
- (Rivero, 1994) Rivero Rodríguez Ricardo, “Análisis de exergía” Revista del Instituto de Mexicano de Ingenieros Químicos, 1994.
- (Szargut, 1980) Jan Szargut, David R. Morris, Frank R. Stewart, “Exergy analysis of thermal, chemical and metallurgical

- processes”, Hemisphere publishing corporation, 1988.
- (Ahern, 1980) Ahern, A. “The exergy method of energy system analysis”, New York: Wiley. 1980
- (ASTM D6751) *ASTM D6751- 11a Standard Specification for Biodiesel Fuel Blend Stock (B100) for Middle Distillate Fuels*
- (ANP Act 7/08) Standard Specification for Biodiesel Fuel Blend Stock. National Agency for Petroleum, Natural Gas and Biofuel, Brazil.
- (EN 12214) Standard Specification for Biodiesel Fuel Blend Stock, European Union.
- (Haas et al., 2006) Michael J. Haas, Andrew J. McAloon, Winnie C. Yee, Thomas A. Foglia. “A process model to estimate biodiesel production costs”. US Department of Agriculture, Agricultural Research Service, Eastern Regional Research Center, 2005.
- (Cengel, 1998) Cengel, Yunus A. y Boles, Michael A. “Thermodynamics an engineering approach”, International Edition, Edit. McGraw-Hill, Third edition, 1998.
- (Morán M., 1998) Morán, Michael J.-Saphiro, Howard N. “Fundamentos de Termodinámica Técnica” Ed. REVERTE S.A., 1996
- (Bejan A., 1996) Bejan, Adrian. ”Entropy Generation Minimization” CRC Press. New York, 1996.
- (Kotas, T.J., 1985) Kotas, T.J., “The exergy method of thermal plant analysis”. Butterworth Publishers, 1985.

Anexo

Anexos

		INTER1		MEZ1		MEZ2				
		58	1	Acidsul	Metanol1	2	Metanol2	Hidrox	5	16
Phase:		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid
Pressure	ATM	0.100	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	0.100	1.000
Temperature	K	356.869	298.150	328.000	333.150	332.350	333.150	333.150	299.237	348.097
Mass Flow	KG/HR	83.287	83.287	6.866	9.613	16.478	13.554	0.800	0.686	15.040
Component Mass Fraction										
METANOL		0.000	0.000	0.000	1.000	0.583	1.000	0.000	0.817	0.938
ACIDOSUL		1.52072E-3	1.52072E-3	1.000	0.000	0.417	0.000	0.000	0.000	0.000
C57H1-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.176	8.02738E-3
C19H3-01		0.997	0.997	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	6.31526E-3	0.000
C3H8O-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NAOH		1.01588E-3	1.01588E-3	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	0.053
NA2SO-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Component Mass Flow										
METANOL	KG/HR	0.054	0.054	0.000	9.613	9.613	13.554	0.000	0.561	14.114
ACIDOSUL	KG/HR	0.127	0.127	6.866	0.000	6.866	0.000	0.000	0.000	0.000
C57H1-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	KG/HR	3.38219E-3	3.38219E-3	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.121	0.121
C19H3-01	KG/HR	83.018	83.018	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	4.33190E-3	4.33190E-3
C3H8O-01	KG/HR	0.001	1.30625E-3	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NAOH	KG/HR	0.085	0.085	0.000	0.000	0.000	0.000	0.800	0.000	0.800
NA2SO-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole flow	MOL/HR	285.278	285.278	70.000	300.000	370.000	423.000	20.000	24.210	467.210

Component Mole Flow

METANOL	MOL/HR	1.671	1.671	0.000	300.000	300.000	423.000	0.000	17.493	440.494
ACIDOSUL	MOL/HR	1.291	1.291	70.000	0.000	70.000	0.000	0.000	1.93492E-3	1.93492E-3
C57H1-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	MOL/HR	0.188	0.188	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	6.702	6.702
C19H3-01	MOL/HR	279.999	279.999	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.015	0.015
C3H8O-01	MOL/HR	0.014	0.014	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.76483E-3	1.76483E-3
NAOH	MOL/HR	2.115	2.115	0.000	0.000	0.000	0.000	20.000	1.2785E-12	20.000
NA2SO-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

MW

METANOL	UNITLESS	32.042	32.042	0.000	32.042	32.042	32.042	0.000	32.042	32.042
ACIDOSUL	UNITLESS	98.079	98.079	98.079	0.000	98.079	0.000	0.000	98.079	98.079
C57H1-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	UNITLESS	18.015	18.015	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	18.015	18.015
C19H3-01	UNITLESS	296.494	296.494	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	296.494	296.494
C3H8O-01	UNITLESS	92.095	92.095	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	92.095	92.095
NAOH	UNITLESS	39.997	39.997	0.000	0.000	0.000	0.000	39.997	39.997	39.997
NA2SO-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

G

METANOL	MJ/KMOL	-152.857	-166.771	0.000	-158.377	-158.565	-158.377	0.000	-167.731	-154.884
ACIDOSUL	MJ/KMOL	-669.206	-694.072	-681.341	0.000	-679.501	0.000	0.000	-663.297	-672.875
C57H1-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	MJ/KMOL	-227.984	-237.178	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	-234.614	-229.310
C19H3-01	MJ/KMOL	-54.574	-163.135	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	-125.934	-70.374
C3H8O-01	MJ/KMOL	-450.245	-485.100	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	-456.391	-455.315
NAOH	MJ/KMOL	-298.606	-300.576	0.000	0.000	0.000	0.000	-299.339	-218.119	-298.868
NA2SO-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

Mass Enthalpy	MJ/KG	-2.355	-2.467	-8.063	-7.328	-7.634	-7.328	-7.065	-7.691	-7.331
Mass Entropy	MJ/KG-K	-6.0210E-3	-6.3561E-3	-3.4018E-3	-7.1605E-3	-5.5085E-3	-7.1605E-3	1.25813E-3	-3.5450E-3	-6.5288E-3
		REACT1			REACT2			REACT3		
Phase:		Aceite	2	7	12	16	15	8	13	29
Pressure	ATM	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Temperature	K	333.150	332.350	333.150	333.150	348.097	333.150	333.150	333.150	333.150
Mass Flow	KG/HR	82.515	16.478	98.993	86.483	15.040	101.523	32.550	19.510	52.061
Component Mass Fraction										
METANOL		0.000	0.583	0.094	0.026	0.938	0.076	0.218	0.362	0.272
ACIDOSUL		0.000	0.417	0.069	0.014	0.000	0.012	0.033	0.290	0.113
C57H1-01		0.966	0.000	0.805	0.921	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01		0.034	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA		0.000	0.000	1.81985E-3	4.53233E-3	8.02738E-3	5.05009E-3	0.473	0.348	0.432
C19H3-01		0.000	0.000	0.030	0.034	0.000	0.818	0.000	0.000	0.000
C3H8O-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.082	0.255	0.000	0.159
NAOH		0.000	0.000	0.000	0.000	0.053	7.87941E-3	0.022	0.000	0.000
NA2SO-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.024
Component Mass Flow										
METANOL	KG/HR	0.000	9.613	9.292	2.237	14.114	7.700	7.086	7.055	14.142
ACIDOSUL	KG/HR	0.000	6.866	6.866	1.199	0.000	1.199	1.072	5.666	5.862
C57H1-01	KG/HR	79.690	0.000	79.690	79.690	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	KG/HR	2.825	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	KG/HR	0.000	0.000	0.180	0.392	0.121	0.513	15.389	6.788	22.499
C19H3-01	KG/HR	0.000	0.000	2.965	2.965	4.33190E-3	83.022	0.000	0.000	0.000
C3H8O-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	8.289	8.287	0.000	8.287
NAOH	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.800	0.800	0.715	0.000	0.000
NA2SO-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.270
Mole flow	MOL/HR	100.000	370.000	470.000	203.802	467.210	671.015	1194.150	654.757	1848.934

Component Mole Flow

METANOL	MOL/HR	0.000	300.000	290.000	69.819	440.494	240.313	221.149	220.181	441.361
ACIDOSUL	MOL/HR	0.000	70.000	70.000	12.226	1.93492E-3	12.227	10.934	57.775	59.766
C57H1-01	MOL/HR	90.000	0.000	90.000	90.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	MOL/HR	10.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	MOL/HR	0.000	0.000	10.000	21.758	6.702	28.459	854.197	376.801	1248.879
C19H3-01	MOL/HR	0.000	0.000	10.000	10.000	0.015	280.014	0.000	0.000	1.00418E-3
C3H8O-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	1.76483E-3	90.002	89.986	0.000	89.986
NAOH	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	20.000	20.000	17.884	0.000	0.000
NA2SO-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	8.942

MW

METANOL	UNITLESS	0.000	32.042	32.042	32.042	32.042	32.042	32.042	32.042	32.042
ACIDOSUL	UNITLESS	0.000	98.079	98.079	98.079	98.079	98.079	98.079	98.079	98.079
C57H1-01	UNITLESS	885.449	0.000	885.449	885.449	0.000	0.000	0.000	885.449	885.449
C18H3-01	UNITLESS	282.467	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	UNITLESS	0.000	0.000	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015
C19H3-01	UNITLESS	0.000	0.000	296.494	296.494	296.494	296.494	296.494	296.494	296.494
C3H8O-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	92.095	92.095	92.095	0.000	92.095
NAOH	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	39.997	39.997	39.997	0.000	0.000
NA2SO-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	142.043

G

METANOL	MJ/KMOL	0.000	-158.565	-158.377	-158.409	-154.884	-158.377	-158.409	-158.409	-158.377
ACIDOSUL	MJ/KMOL	0.000	-679.501	-679.163	-679.158	-672.875	-679.163	-679.158	-679.158	-679.163
C57H1-01	MJ/KMOL	19447.400	0.000	19447.400	19447.490	0.000	0.000	0.000	19447.490	19447.400
C18H3-01	MJ/KMOL	-216.724	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	MJ/KMOL	0.000	0.000	-231.607	-231.611	-229.310	-231.607	-231.611	-231.611	-231.607
C19H3-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	-97.630	-97.594	-70.374	-97.630	-97.594	-97.594	-97.630
C3H8O-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	-455.315	-464.064	-464.056	0.000	-464.064
NAOH	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	-298.868	-299.339	-299.337	0.000	0.000
NA2SO-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	-1237.772

Mass Enthalpy	MJ/KG	-2.083	-7.634	-3.002	-2.343	-7.331	-3.322	-11.292	-10.469	-11.071
Mass Entropy	MJ/KG-K	-0.070	-5.5085E-3	-0.059	-0.067	-6.5288E-3	-6.1150E-3	-7.1380E-3	-6.4181E-3	-6.8978E-3

		DECANT1				DECANT2			
		Agua1	7	12	13	Agua2	15	8	9
Phase:		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Pressure	ATM	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Temperature	K	333.150	333.150	333.150	333.150	333.150	333.150	333.150	333.150
Mass Flow	KG/HR	7.000	98.993	86.483	19.510	15.000	101.523	32.550	83.973
Component Mass Fraction									
METANOL		0.000	0.094	0.023	0.071	0.000	0.076	0.070	0.006
ACIDOSUL		0.000	0.069	0.012	0.057	0.000	0.012	0.011	0.001
C57H1-01		0.000	0.805	0.805	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA		1.000	1.81985E-3	0.004	0.069	1.000	5.05009E-3	0.152	0.001
C19H3-01		0.000	0.030	0.030	0.000	0.000	0.818	0.000	0.818
C3H8O-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.082	0.082	0.000
NAOH		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	7.87941E-3	0.007	0.001
NA2SO-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Component Mass Flow									
METANOL	KG/HR	0.000	9.292	2.237	7.055	0.000	7.700	7.086	0.614
ACIDOSUL	KG/HR	0.000	6.866	1.199	5.666	0.000	1.199	1.072	0.127
C57H1-01	KG/HR	0.000	79.690	79.690	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	KG/HR	7.000	0.180	0.392	6.788	15.000	0.513	15.389	0.124
C19H3-01	KG/HR	0.000	2.965	2.965	0.000	0.000	83.022	0.000	83.022
C3H8O-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	8.289	8.287	1.46878E-3
NAOH	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.800	0.715	0.085
NA2SO-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole flow	MOL/HR	388.559	470.000	203.802	654.757	832.627	671.015	1194.150	309.492

Component Mole Flow

METANOL	MOL/HR	0.000	290.000	69.819	220.181	0.000	240.313	221.149	19.164
ACIDOSUL	MOL/HR	0.000	70.000	12.226	57.775	0.000	12.227	10.934	1.293
C57H1-01	MOL/HR	0.000	90.000	90.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	MOL/HR	388.559	10.000	21.758	376.801	832.627	28.459	854.197	6.889
C19H3-01	MOL/HR	0.000	10.000	10.000	0.000	0.000	280.014	0.000	280.014
C3H8O-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	90.002	89.986	0.016
NAOH	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	20.000	17.884	2.115
NA2SO-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

MW

METANOL	UNITLESS	0.000	32.042	32.042	32.042	0.000	32.042	32.042	32.042
ACIDOSUL	UNITLESS	0.000	98.079	98.079	98.079	0.000	98.079	98.079	98.079
C57H1-01	UNITLESS	0.000	885.449	885.449	885.449	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	UNITLESS	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015
C19H3-01	UNITLESS	0.000	296.494	296.494	296.494	0.000	296.494	296.494	296.494
C3H8O-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	92.095	92.095	92.095
NAOH	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	39.997	39.997	39.997
NA2SO-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

G

METANOL	MJ/KMOL	0.000	-158.377	-158.409	-158.409	0.000	-158.377	-158.409	-158.409
ACIDOSUL	MJ/KMOL	0.000	-679.163	-679.158	-679.158	0.000	-679.163	-679.158	-679.158
C57H1-01	MJ/KMOL	0.000	19447.400	19447.490	19447.490	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	MJ/KMOL	-231.607	-231.607	-231.611	-231.611	-231.607	-231.607	-231.611	-231.611
C19H3-01	MJ/KMOL	0.000	-97.630	-97.594	-97.594	0.000	-97.630	-97.594	-97.594
C3H8O-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	-464.064	-464.056	-464.056
NAOH	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	-299.339	-299.337	-299.337
NA2SO-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

Mass Enthalpy		MJ/KG	-15.719	-3.002	-2.343	-10.469	-15.719	-3.322	-11.292	-2.451
Mass Entropy		MJ/KG-K	-8.5927E-3	-0.059	-0.067	-6.4181E-3	-8.5927E-3	-6.1150E-3	-7.1380E-3	-6.1549E-3
			FLASH1		FLASH2			SPLIT1		
Phase:		9	30	31	29	10	23	53	Metan1-1	Metan2-1
		Liquid	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid
	Pressure	ATM	1.000	0.100	0.100	1.000	0.500	0.500	1.000	1.000
	Temperature	K	333.150	383.150	383.150	333.150	342.150	342.150	333.150	333.150
Mass Flow	KG/HR	83.973	0.686	83.287	52.061	41.993	10.068	23.166	9.613	13.554
Component Mass Fraction										
METANOL			7.31252E-3	0.000	0.001	0.272	0.138	0.133	1.000	1.000
ACIDOSUL			1.51056E-3	0.000	0.002	0.113	0.113	0.000	0.000	0.000
C57H1-01			0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01			0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA			1.47799E-3	0.000	0.000	0.432	0.372	0.060	0.000	0.000
C19H3-01			0.989	0.000	0.989	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C3H8O-01			0.000	0.109	0.000	0.159	0.159	0.000	0.000	0.000
NAOH			1.00759E-3	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NA2SO-01			0.000	0.000	0.000	0.024	0.024	0.000	0.000	0.000
Component Mass Flow										
METANOL		KG/HR	0.614	0.561	0.054	14.142	7.198	6.944	23.166	13.554
ACIDOSUL		KG/HR	0.127	0.000	0.127	5.862	5.862	0.000	0.000	0.000
C57H1-01		KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01		KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA		KG/HR	0.124	0.121	3.38219E-3	22.499	19.375	3.124	0.000	0.000
C19H3-01		KG/HR	83.022	4.33190E-3	83.018	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C3H8O-01		KG/HR	1.46878E-3	0.000	1.30625E-3	8.287	8.287	0.000	0.000	0.000
NAOH		KG/HR	0.085	0.000	0.085	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NA2SO-01		KG/HR	0.000	0.000	0.000	1.270	1.270	0.000	0.000	0.000
Mole flow		MOL/HR	309.492	24.210	285.278	1848.934	1458.810	390.123	723.000	423.000

Component Mole Flow

METANOL	MOL/HR	19.164	17.493	1.671	441.361	224.650	216.711	723.000	300.000	423.000
ACIDOSUL	MOL/HR	1.293	1.93492E-3	1.291	59.766	59.766	0.000	0.000	0.000	0.000
C57H1-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	MOL/HR	6.889	6.702	0.188	1248.879	1075.466	173.412	0.000	0.000	0.000
C19H3-01	MOL/HR	280.014	0.015	279.999	1.00418E-3	1.00418E-3	0.000	0.000	0.000	0.000
C3H8O-01	MOL/HR	0.016	1.76483E-3	0.014	89.986	89.985	0.000	0.000	0.000	0.000
NAOH	MOL/HR	2.115	0.000	2.115	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NA2SO-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	8.942	8.942	0.000	0.000	0.000	0.000

MW

METANOL	UNITLESS	32.042	32.042	32.042	32.042	32.042	32.042	32.042	32.042	32.042
ACIDOSUL	UNITLESS	98.079	98.079	98.079	98.079	98.079	98.079	0.000	0.000	0.000
C57H1-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	885.449	885.449	885.449	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	UNITLESS	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	0.000	0.000	0.000
C19H3-01	UNITLESS	296.494	296.494	296.494	296.494	296.494	296.494	0.000	0.000	0.000
C3H8O-01	UNITLESS	92.095	92.095	92.095	92.095	92.095	92.095	0.000	0.000	0.000
NAOH	UNITLESS	39.997	39.997	39.997	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NA2SO-01	UNITLESS	0.000		0.000	142.043	142.043	142.043	0.000	0.000	0.000

G

METANOL	MJ/KMOL	-158.409	-159.158	-147.046	-158.377	-156.268	-158.732	-158.377	-158.377	-158.377
ACIDOSUL	MJ/KMOL	-679.158	-638.541	-658.305	-679.163	-675.371	-643.683	0.000	0.000	0.000
C57H1-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	19447.400	20021.800	20038.640	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	MJ/KMOL	-231.611	-232.532	-224.127	-231.607	-230.219	-228.715	0.000	0.000	0.000
C19H3-01	MJ/KMOL	-97.594	15.448	-8.071	-97.630	-81.168	-45.279	0.000	0.000	0.000
C3H8O-01	MJ/KMOL	-464.056	-418.510	-435.324	-464.064	-458.780	-430.136	0.000	0.000	0.000
NAOH	MJ/KMOL	-299.337	-209.258	-297.885	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NA2SO-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	-1237.772	-1235.018	-968.076	0.000	0.000	0.000

Component Mole Flow

METANOL	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	723.000	224.650	723.000	224.650
ACIDOSUL	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	59.766	0.000	59.766
C57H1-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	MOL/HR	1221.186	388.559	832.627	0.000	1075.466	0.000	1075.466
C19H3-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	1.00418E-3	0.000	1.00418E-3
C3H8O-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	89.985	0.000	89.985
NAOH	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NA2SO-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	8.942	0.000	8.942

MW

METANOL	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	32.042	32.042	32.042	32.042
ACIDOSUL	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	98.079	0.000	98.079
C57H1-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	885.449	0.000	885.449
C18H3-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	UNITLESS	18.015	18.015	18.015	0.000	18.015	0.000	18.015
C19H3-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	296.494	0.000	296.494
C3H8O-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	92.095	0.000	92.095
NAOH	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NA2SO-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	142.043	0.000	142.043

G

METANOL	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	-166.771	-156.268	-158.377	-161.204
ACIDOSUL	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	-675.371	0.000	-684.218
C57H1-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	20021.800	0.000	18685.150
C18H3-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	MJ/KMOL	-231.607	-231.607	-231.607	0.000	-230.219	0.000	-233.475
C19H3-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	-81.168	0.000	-119.698
C3H8O-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	-458.780	0.000	-471.149
NAOH	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NA2SO-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	-1235.018	0.000	-1241.465

Mass Enthalpy	MJ/KG	-15.719	-15.719	-15.719	-7.446	-11.308	-7.328	-11.373	
Mass Entropy	MJ/KG-K	-8.5927E-3	-8.5927E-3	-8.5927E-3	-7.5170E-3	-6.6899E-3	-7.1605E-3	-6.8744E-3	
		ICC2				ICC3			
Phase:		48	23	50	49	31	56	Aceite1	58
Pressure	ATM	Liquid	Vapor	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Temperature	K	1.000	0.500	0.500	1.000	0.100	1.000	1.000	0.100
Mass Flow	KG/HR	298.150	342.150	336.621	333.150	383.150	298.150	333.150	356.869
Component Mass Fraction		22.000	10.068	10.068	22.000	83.287	82.515	82.515	83.287
METANOL		0.000	0.690	0.690	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ACIDOSUL		0.000	0.000	0.000	0.000	1.52072E-3	0.000	0.000	1.52072E-3
C57H1-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.966	0.966	0.000
C18H3-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.034	0.034	0.000
AGUA		1.000	0.310	0.310	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C19H3-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.997	0.000	0.000	0.997
C3H8O-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NAOH		0.000	0.000	0.000	0.000	1.01588E-3	0.000	0.000	1.01588E-3
NA2SO-01		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Component Mass Flow									
METANOL	KG/HR	0.000	6.944	6.944	0.000	0.054	0.000	0.000	0.054
ACIDOSUL	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.127	0.000	0.000	0.127
C57H1-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	79.690	79.690	0.000
C18H3-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.825	2.825	0.000
AGUA	KG/HR	22.000	3.124	3.124	22.000	3.38219E-3	0.000	0.000	3.38219E-3
C19H3-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	83.018	0.000	0.000	83.018
C3H8O-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	1.30625E-3	0.000	0.000	1.30625E-3
NAOH	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.085	0.000	0.000	0.085
NA2SO-01	KG/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole flow	MOL/HR	1221.186	390.123	390.123	1221.186	285.278	100.000	100.000	285.278

Component Mole Flow

METANOL	MOL/HR	0.000	216.711	216.711	0.000	1.671	0.000	0.000	1.671
ACIDOSUL	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	1.291	0.000	0.000	1.291
C57H1-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	90.000	90.000	0.000
C18H3-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	10.000	10.000	0.000
AGUA	MOL/HR	1221.186	173.412	173.412	1221.186	0.188	0.000	0.000	0.188
C19H3-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	279.999	0.000	0.000	279.999
C3H8O-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.014	0.000	0.000	0.014
NAOH	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	2.115	0.000	0.000	2.115
NA2SO-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

MW

METANOL	UNITLESS	0.000	32.042	32.042	0.000	32.042	0.000	0.000	32.042
ACIDOSUL	UNITLESS	0.000	98.079	98.079	0.000	98.079	0.000	0.000	98.079
C57H1-01	UNITLESS	0.000	885.449	885.449	0.000	0.000	885.449	885.449	0.000
C18H3-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	282.467	282.467	0.000
AGUA	UNITLESS	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	0.000	0.000	18.015
C19H3-01	UNITLESS	0.000	296.494	296.494	0.000	296.494	0.000	0.000	296.494
C3H8O-01	UNITLESS	0.000	92.095	92.095	0.000	92.095	0.000	0.000	92.095
NAOH	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	39.997	0.000	0.000	39.997
NA2SO-01	UNITLESS	0.000	142.043	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

G

METANOL	MJ/KMOL	0.000	-158.732	-159.049	0.000	-147.046	0.000	0.000	-152.857
ACIDOSUL	MJ/KMOL	0.000	-643.683	-651.095	0.000	-658.305	0.000	0.000	-669.206
C57H1-01	MJ/KMOL	0.000	20038.640	19682.860	0.000	0.000	17210.200	19447.400	0.000
C18H3-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	-279.455	-216.724	0.000
AGUA	MJ/KMOL	-237.178	-228.715	-229.302	-231.607	-224.127	0.000	0.000	-227.984
C19H3-01	MJ/KMOL	0.000	-45.279	-61.137	0.000	-8.071	0.000	0.000	-54.574
C3H8O-01	MJ/KMOL	0.000	-430.136	-437.881	0.000	-435.324	0.000	0.000	-450.245
NAOH	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	-297.885	0.000	0.000	-298.606
NA2SO-01	MJ/KMOL	0.000	-968.076	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

Mass Enthalpy	MJ/KG	-15.857	-8.422	-8.724	-15.719	-2.299	-2.139	-2.083	-2.355
Mass Entropy	MJ/KG-K	-9.0289E-3	-2.8928E-3	-3.7883E-3	-8.5927E-3	-5.8729E-3	-0.070	-0.070	-6.0210E-3

Component Mole Flow

METANOL	MOL/HR	0.000	17.493	0.000	17.493	17.493	0.000	0.000	17.493
ACIDOSUL	MOL/HR	0.000	1.93492E-3	0.000	1.93492E-3	1.93492E-3	70.000	70.000	1.93492E-3
C57H1-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	MOL/HR	0.000	6.702	0.000	6.702	6.702	0.000	0.000	6.702
C19H3-01	MOL/HR	0.000	0.015	0.000	0.015	0.015	0.000	0.000	0.015
C3H8O-01	MOL/HR	0.000	1.76483E-3	0.000	1.76483E-3	1.76483E-3	0.000	0.000	1.76483E-3
NAOH	MOL/HR	20.000	0.000	20.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NA2SO-01	MOL/HR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

MW

METANOL	UNITLESS	0.000	32.042	0.000	32.042	32.042	0.000	0.000	32.042
ACIDOSUL	UNITLESS	0.000	98.079	0.000	98.079	98.079	98.079	98.079	98.079
C57H1-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	UNITLESS	0.000	18.015	0.000	18.015	18.015	0.000	0.000	18.015
C19H3-01	UNITLESS	0.000	296.494	0.000	296.494	296.494	0.000	0.000	296.494
C3H8O-01	UNITLESS	0.000	92.095	0.000	92.095	92.095	0.000	0.000	92.095
NAOH	UNITLESS	39.997	39.997	39.997	39.997	39.997	0.000	0.000	39.997
NA2SO-01	UNITLESS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

G

METANOL	MJ/KMOL	0.000	-159.158	0.000	-162.459	-162.459	0.000	0.000	-167.731
ACIDOSUL	MJ/KMOL	0.000	-638.541	0.000	-646.308	-646.308	-694.072	-681.341	-663.297
C57H1-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C18H3-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AGUA	MJ/KMOL	0.000	-232.532	0.000	-233.125	-233.125	0.000	0.000	-234.614
C19H3-01	MJ/KMOL	0.000	15.448	0.000	-36.676	-36.676	0.000	0.000	-125.934
C3H8O-01	MJ/KMOL	0.000	-418.510	0.000	-431.455	-431.455	0.000	0.000	-456.391
NAOH	MJ/KMOL	-300.576	-209.258	-299.339	-207.980	-207.980	0.000	0.000	-218.119
NA2SO-01	MJ/KMOL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

Mass Enthalpy	MJ/KG	-7.018	-7.373	-7.065	-7.428	-7.428	-8.089	-8.063	-7.691
Mass Entropy	MJ/KG-K	1.66605E-3	-2.5388E-3	1.25813E-3	-2.6875E-3	-2.6875E-3	-3.3953E-3	-3.4018E-3	-3.5450E-3

