

EVALUACIÓN DE TECNOLOGÍAS DE EXTRACCIÓN DE ACEITE Y
PRODUCCIÓN DE BIODIESEL DE PALMA AFRICANA APLICANDO EL
ANÁLISIS EXERGÉTICO

WILMER ARTURO JAIMES MEZA

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
POSGRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2013

EVALUACIÓN DE TECNOLOGÍAS DE EXTRACCIÓN DE ACEITE Y
PRODUCCIÓN DE BIODIESEL DE PALMA AFRICANA APLICANDO EL
ANÁLISIS EXERGÉTICO

WILMER ARTURO JAIMES MEZA
Trabajo de grado para optar el título de
Magíster en Ingeniería Química

Directores

Dr. Sc. Viatcheslav Kafarov
Escuela Ingeniería Química - UIS

Dr. Israel Herrera Orozco
Analista del CIEMAT (España)

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
POSGRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2013

DEDICATORIA

A mis padres Arturo Jaimes y Rosalba Meza, a mis hermanos Karenn Jurley y Diego Felipe, por ser los motores de mi vida y los responsables de cada uno de mis triunfos. Los amo.

Wilmer Arturo Jaimes M.

AGRADECIMIENTOS

En primera instancia a Dios por permitirme salir victorioso en esta nueva etapa de mi vida, a él toda la gloria.

Al doctor Viatcheslav Kafarov como director del grupo de investigación para el desarrollo sostenible en industria y energía (CIDES) y a sus integrantes por el apoyo y la orientación brindada durante el desarrollo de este trabajo investigativo. De manera especial a Diego Martinez por su amistad incondicional y sus valiosos aportes durante todos estos años.

A Carolina Sierra, Mauricio Casa, Jeniffer Vesga, Stefany Rocha, John Balaguera y demás compañeros que con sus trabajos de grado en el área de la ingeniería química contribuyeron al resultado final de esta investigación.

A la Universidad industrial de Santander y al amplio grupo de profesores de la escuela de ingeniería química por la formación académica e investigativa adquirida durante estos años.

A COLCIENCIAS por el apoyo económico brindado mediante la beca Jóvenes Investigadores e Innovadores "Virginia Gutiérrez de Pineda".

A mi familia por el apoyo incondicional en todo instante.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN.....	19
1. MARCO TEÓRICO.....	21
1.1 Reseña histórica del biodiesel.....	21
1.2 Ventajas energéticas, medioambientales y económicas del biodiesel.....	22
1.3 Fundamentos del proceso de producción de biodiesel.....	24
1.4 Tecnologías de producción de biodiesel.....	26
1.4.1 Catálisis ácida.....	26
1.4.2 Catálisis con lipasas.....	26
1.4.3 Catálisis alcalina no iónica.....	26
1.4.4 Catálisis heterogénea.....	27
1.4.5 Catálisis supercrítica.....	27
1.4.6 Catálisis alcalina.....	27
1.5 Materias primas para producción de biodiesel.....	28
1.6 Destilación Reactiva.....	29
1.7 Simulación: definición e importancia.....	31
1.8 Análisis exergético: conceptos, fundamentos y aplicación.....	33
1.8.1 Exergía.....	35
1.8.2 La cantidad exergética.....	36
1.8.3 Tipos de Exergía.....	36
1.8.4 Análisis exergético.....	37
1.8.5 Características de la Exergía.....	38

1.9 Parámetros de evaluación.....	40
2. JUSTIFICACIÓN.....	41
3. HIPÓTESIS.....	42
4. OBJETIVOS.....	43
4.1 General.....	43
4.2 Específicos.....	43
5. METODOLOGÍA.....	44
5.1 Selección y simulación de los casos de estudio.....	44
5.1.1 Extracción de aceite de palma (Caso 1).....	45
5.1.2 Producción de biodiesel con catálisis básica en fase homogénea (Caso 2).....	48
5.1.3 Producción de biodiesel con catálisis acida en fase heterogénea (Caso 3).....	51
5.1.4 Producción de biodiesel con catálisis básica en fase heterogénea (Caso 4).....	53
5.1.5 Producción de biodiesel por destilación reactiva (Caso 5).....	54
5.2 Etapa de aplicación del análisis exergético.....	56
5.3 Criterios de selección de alternativas.....	57
6. RESULTADOS.....	58
6.1 Información de las simulaciones.....	58
6.1.1 Caso No. 1, Extracción de aceite.....	58
6.1.2 Caso de estudio No. 2.....	60
6.1.3 Caso de estudio No. 3.....	77

6.1.4 Caso de estudio No. 4.....	82
6.1.5 Caso de estudio No. 5.....	87
6.2 Balances de masa globales.....	89
6.3 Análisis exergetico.....	90
6.3.1 Evaluación exergetica del proceso de extracción de aceite de palma (Caso 1).....	91
6.3.2 Evaluación exergetica comparativa del proceso de producción de Biodiesel.....	97
6.3.2.1 Biodiesel con catálisis básica en fase homogénea (Caso 2).....	98
6.3.2.2 Biodiesel con catálisis acida en fase heterogénea (Caso 3).....	114
6.3.2.3 Biodiesel con catálisis básica en fase heterogénea (Caso 4).....	118
6.3.2.4 Biodiesel por destilación reactiva (Caso 5)	122
7. CONCLUSIONES.....	126
RECOMENDACIONES.....	128
GLOSARIO.....	129
ARTÍCULOS PUBLICADOS.....	131
PARTICIPACIÓN EN EVENTOS.....	132
TRABAJOS DE GRADO CODIRIGIDOS.....	134
BIBLIOGRAFÍA.....	135
ANEXOS.....	146

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Formas de exergía.....	36
Figura 2. Composición del RFF usada en la extracción del aceite.....	46
Figura 3. Esquema y condiciones operacionales de la extracción.....	47
Figura 4. Esquema del caso 3 para la producción de biodiesel.....	51
Figura 5. Simulación del proceso de extracción de aceite de palma.....	59
Figura 6. Propiedades del aceite de palma para el caso de estudio N° 2.....	61
Figura 7. Worksheet del reactor CSTR-102 (Reacción de Transesterificación) para el caso N° 2.....	62
Figura 8. Simulación del proceso de producción de biodiesel básico en fase homogénea – Caso 2.....	63
Figura 9. Etapa de pretratamiento para el caso de estudio N° 2.....	64
Figura 10. Etapa de transesterificación para el caso de estudio N° 2.....	65
Figura 11. Etapa de transesterificación para el caso de estudio N° 2.....	66
Figura 12. Propiedades del biodiesel producido en este caso de estudio.....	67
Figura 13. Simulación del proceso de producción de biodiesel ácido en fase heterogénea – Caso 3.....	78
Figura 14. Etapa de hidrólisis para el caso de estudio N° 3.....	79
Figura 15. Etapa de esterificación y purificación de biodiesel para el caso de estudio N° 3.....	80
Figura 16. Etapa de recuperación de alcohol para el caso de estudio N° 3.....	81
Figura 17. Simulación del proceso de producción de biodiesel básica en fase heterogénea – Caso 4.....	83

Figura 18. Etapa de pretratamiento para el caso de estudio N° 4.....	84
Figura 19. Etapa de transesterificación para el caso de estudio N° 4.....	85
Figura 20. Etapa de purificación del biodiesel para el caso de estudio N° 4.....	86
Figura 21. Simulación del proceso de producción de biodiesel básico homogéneo por destilación reactiva – Caso 5.....	88
Figura 22. Simulación por etapas de la extracción con los valores de las exergías de flujo.....	92
Figura 23. Eficiencia de las etapas del proceso.....	94
Figura 24. Fracción de exergía destruida por componentes– Caso 2.....	112
Figura 25. Fracción de destrucción de exergía por componentes (Sin columnas) – Caso 2.....	113
Figura 26. Distribución de la exergía de entrada a través del proceso – Caso 2.....	113
Figura 27. Distribución de la exergía de salida a través del proceso – Caso 2...	114
Figura 28. Fracción de exergía destruida por componentes – Caso 3.....	116
Figura 29. Fracción de exergía destruida por etapas – Caso 3.....	116
Figura 30. Distribución de la exergía de entrada a través del proceso– Caso 3.....	117
Figura 31. Distribución de la exergía de salida a través del proceso – Caso 3...	118
Figura 32. Fracción de exergía destruida por componentes – Caso 4.....	119
Figura 33. Fracción de exergía destruida por etapas – Caso 4.....	120
Figura 34. Distribución de la exergía de entrada a través del proceso – Caso 4.....	121
Figura 35. Distribución de la exergía de salida a través del proceso – Caso 4...	121

Figura 36. Fracción de exergía destruida por componentes – Caso 5.....	123
Figura 37. Distribución de la exergía de entrada a través del proceso – Caso 5.....	123
Figura 38. Distribución de la exergía de salida a través del proceso – Caso 5...	124
Figura 39. Racimos cosechados y listos para el proceso de extracción.....	145
Figura 40. Vagonetas y autoclaves de una planta de beneficio.....	146
Figura 41. Tambor rotatorio para el desfrutamiento.....	147
Figura 42. Digestor.....	148
Figura 43. Prensado de los frutos.....	149
Figura 44. Tanques para la clarificación estática.....	150
Figura 45. Centrifugas para la clarificación dinámica.....	151

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Principales productores de biodiesel en Europa.....	22
Tabla 2. Composición de ácidos grasos contenidos en algunos aceites vegetales.....	29
Tabla 3. Eficiencia exergética de la bomba, intercambiador de calor y enfriador.....	40
Tabla 4. Condiciones de operación para cada etapa del proceso.....	48
Tabla 5. Composición del aceite crudo de palma usada en caso 2.....	49
Tabla 6. Composición del aceite crudo de palma usada en caso 3.....	52
Tabla 7. Parámetros cinéticos para las principales reacciones del proceso.....	55
Tabla 8. Propiedades calculadas para los triglicéridos mediante el método de contribución de grupos.....	60
Tabla 9. Especificaciones del biodiesel obtenido en la simulación.....	68
Tabla 10. Condiciones de operación para las corrientes – caso 2.....	69
Tabla 11. Composiciones molares de las corrientes – Caso 2.....	73
Tabla 12. Relación producto alimento para los diferentes casos de estudio.....	90
Tabla 13. Exergía destruida por etapas.....	93
Tabla 14. Exergía química de los elementos.....	98
Tabla 15. Exergía química de cada sustancia.....	99
Tabla 16. Exergía química de las corrientes de flujo.....	100
Tabla 17. Flujos de exergía de cada corriente másica.....	102
Tabla 18. Balance exergético en cada bomba.....	106
Tabla 19. Balance exergético en cada intercambiador de calor.....	107

Tabla 20. Balance exergético en cada mezclador.....	108
Tabla 21. Balance exergético en cada válvula.....	108
Tabla 22. Balance exergético en cada reactor.....	109
Tabla 23. Balance exergético en cada decantador.....	109
Tabla 24. Balance exergético en la columna de extracción líquido-líquido.....	110
Tabla 25. Balance exergético en cada torre de destilación.....	110
Tabla 26. Corrientes exergéticas generales.....	111
Tabla 27. Irreversibilidades y eficiencias de algunos equipos – caso 3.....	115
Tabla 28. Irreversibilidades y eficiencias de algunos equipos– caso 4.....	119
Tabla 29. Irreversibilidades y eficiencias de algunos equipos– caso 5.....	122
Tabla 30. Parámetros evaluados para los casos de estudio.....	125
Tabla 31. Datos sobre algunas corrientes de proceso– caso 3.....	158
Tabla 32. Datos sobre algunas corrientes de proceso– caso 4.....	161
Tabla 33. Datos sobre algunas corrientes de proceso– caso 5.....	165

LISTA DE ECUACIONES

Ecuación 1.....	37
Ecuación 2.....	37
Ecuación 3.....	38
Ecuación 4.....	38
Ecuación 5.....	38
Ecuación 6.....	40
Ecuación 7.....	49
Ecuación 8.....	50
Ecuación 9.....	53

LISTA DE ANEXOS

Anexo A: Proceso de extracción de aceite de palma.....	145
Anexo B: Producción de biodiesel con catálisis básica en fase heterogénea (Caso2).....	153
Anexo C: Producción de biodiesel con catálisis acida en fase heterogénea (Caso 3).....	155
Anexo D: Producción de biodiesel con catálisis básica en fase heterogénea (Caso 4).....	159
Anexo E: Producción de biodiesel básico homogéneo por destilación reactiva(Caso 5).....	162

RESUMEN

Titulo: EVALUACIÓN DE TECNOLOGÍAS DE EXTRACCIÓN DE ACEITE Y PRODUCCIÓN DE BIODIESEL DE PALMA AFRICANA APLICANDO EL ANÁLISIS EXERGÉTICO

Autor: Wilmer Arturo Jaimes Meza

Palabras claves: Biodiesel, Análisis exergético, irreversibilidades

Descripción

En este trabajo se realizó una serie de análisis desde el punto de vista exergético al proceso de extracción de aceite de palma, donde se calculó la exergía destruida (Irreversibilidades) a cada una de las etapas principales de la cadena productiva, se encontraron los principales sumideros de energía y etapas con posibilidades de mejoras tecnológicas. También se realizó una comparación de cuatro procesos de producción de biodiesel (a partir de aceite de palma) con diferentes tecnologías, con el propósito de encontrar aquel con los mejores indicadores exergéticos, es decir el proceso que mejor aprovecha la energía de las materias primas. Además esta metodología de análisis puede usarse como un nuevo criterio de selección de procesos (adicional a los análisis ambientales o de ciclo de vida y los estudios de prefactibilidad económica).

Como resultados se encontró que en el proceso de extracción de aceite de palma las etapas de prensado y digestión son las que mayores irreversibilidades presentan, con un 39% y 23% respectivamente; y la clarificación y el secado son las etapas con las mejores eficiencias exergéticas (97% y 99%). Además como resultado de la comparación en los procesos de producción de biodiesel se encontró que la tecnología de producción mediante destilación reactiva es la que mejores resultados mostró (menor exergía destruida, una de las más altas eficiencias exergéticas y menor relación exergía_destruida/exergía_entrada), este proceso logró un rendimiento másico de 0,87 kg de biodiesel por cada kg de aceite de palma.

*Tesis de Maestría

** Facultad de Ingenierías fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: ViatcheslavKafarov. Co-director: Israel Herrera Orozco

ABSTRACT

Title: EVALUATION OF OIL EXTRACTION TECHNOLOGIES AND BIODIESEL PRODUCTION FROM PALM OIL USING EXERGETIC ANALYSYS

Author: Wilmer Arturo Jaimes Meza

Keywords: Biodiesel, Exergy Analysis, irreversibility

Description

Several analyses were performed to the oil pal extraction process, in which the exergy destroyed (Irreversibilities) was calculated for every stage of the process, therefore, the main energy sinks and the stages that allow more technological improvements were found. Moreover, a comparison between four biodiesel production processes (from palm oil), using different technologies, was performed. The objective was to find the process with the best exergetic indexes, namely the process that uses the raw material energy in the most efficient way. In addition, this methodology can be used as a new process selection criterion (along with the environmental analyses or life cycle analysis and the economic prefeasibility studies).

As a result, it was found that in the palm oil extraction process, the stages with higher irreversibilities are Pressing and Digestion, with 39% and 23%, respectively; whilst Clarification and Drying are the most exergetically efficient (97% and 99%, respectively). Also, as a result from the comparison of the four biodiesel production processes, it was found that the production technology using reactive distillation exhibited the best results (less exergy destroyed, one of the highest exergetic efficiencies and less ratio Exergy_destroyed/Exergy_input), this process achieved a yield of 0.87 kg of biodiesel per kg of palm oil.

*Master Thesis

** Faculty of Physicochemical Engineering, Chemical Engineering School. Director: Viatcheslav Kafarov. Co-director: Israel Herrera Orozco

INTRODUCCIÓN

La búsqueda constante por desarrollar procesos energéticamente más eficientes, con mejor aprovechamiento de sus recursos y a su vez con menores impactos ambientales, ha impulsado metodologías de análisis de proceso con el objeto de minimizar sus impactos económicos, ambientales y energéticos. Actualmente la metodología de análisis exergético se está aplicando mucho a procesos industriales, para diseñar tecnologías y/o determinar etapas con ineficiencias energéticas.

En el presente trabajo se realizó una serie de análisis desde el punto de vista exergético a un proceso real de extracción de aceite de palma, en un escenario Colombiano (Una planta de beneficio ubicada en la región de San Alberto, Cesar) y donde mediante balances de energía se calculó la exergía destruida (Irreversibilidades) y la eficiencia exergética de cada una de las etapas de esta cadena productiva. Se encontraron los principales sumideros de energía y etapas con posibilidades de mejoras tecnológicas.

Se realizó una comparación de cuatro procesos de producción de biodiesel (a partir de aceite de palma) con diferentes tecnologías, aplicando el concepto de exergía con el objeto de encontrar aquel con los mejores indicadores de rendimiento, es decir el proceso que mejor aprovecha la energía de las materias primas. Los cuatro procesos estudiados son: 1. la producción de biodiesel con catálisis básica y en fase homogénea. 2. Con catálisis ácida en fase heterogénea. 3. Catálisis básica y fase heterogénea y 4. La destilación reactiva para la producción de biodiesel. Para encontrar el proceso exergéticamente más eficiente se tuvo en cuenta cuatro criterios, la exergía destruida total, la eficiencia exergética y las relaciones exergía destruida/exergía entrada y exergía destruida/kg de biodiesel.

Como resultados se encontró que en el proceso de extracción de aceite de palma las etapas de prensado y digestión son las que mayores irreversibilidades presentan; y la clarificación y secado son las etapas con las mejores eficiencias exergéticas. De los resultados de la comparación en los procesos de producción de biodiesel se encontró que la tecnología con catálisis ácida y fase heterogénea fue la que aprovecha en menos proporción la energía disponible en sus recursos. Además, la producción mediante destilación reactiva es la que mejores resultados exergéticos mostró, una de las más altas eficiencias, menor relación exergía destruida/exergía entrada y logra un rendimiento másico de 0,87 kg de biodiesel por cada kg de aceite de palma.

Además esta metodología de análisis puede usarse como un nuevo criterio de selección de procesos (adicional a los análisis ambientales o de ciclo de vida y los estudios de prefactibilidad económica).

1. MARCO TEÓRICO

1.1 RESEÑA HISTÓRICA DEL BIODIESEL

El uso por primera vez de aceites vegetales como combustibles se remonta al año de 1900, siendo Rudolph Diesel quien lo utiliza por primera vez en su motor de ignición-compresión y quien predijera el uso futuro de biocombustibles.

Durante la segunda guerra mundial y ante la escasez de combustibles fósiles, se destacó la investigación realizada por Otto y Vivacqua en el Brasil, sobre diesel de origen vegetal, pero fue hasta el año 1970, que el biodiesel se desarrollo de forma significativa a raíz de la crisis energética que sucedía en el momento y al elevado costo del petróleo.

Las primeras pruebas técnicas con biodiesel se llevaron a cabo en 1982 en Austria y Alemania, pero solo hasta el año de 1985 en Silberberg (Australia), se construyó la primera planta piloto productora de RME (*Rapeseed Methyl Ester*).

Actualmente es producido y utilizado en toda Europa como energía renovable y limpia, puesto que el consumo de biodiesel reduce el nivel de emisiones de CO₂, de sulfuros, el humo visible, los olores nocivos, entre otros [CORPODIB, 2003]. Además puede ser usado en motores diesel sin modificar usando el biodiesel puro o mezclado con el diesel de petróleo.

Hoy en día países como los Estados Unidos, Argentina, Alemania, Francia y Brasil son pioneros en la producción, ensayo y uso de biodiesel. La tabla1 muestra las producciones para el 2009 de países de América latina.

Tabla 1. Principales productores de biodiesel en América latina

País	Materia prima	Producción (millones de Litros)
Brasil	Soya, Girasol, Colza, Algodón, Ricino, Jatropha, Palma aceitera, Babasú, Nabo forrajero.	1608,00
Argentina	Soya, Girasol, Colza, Cártamo, Maní, Ricino, Jatropha, etc.	1340,46
Colombia	Palma africana, Maíz	330,76
Perú	Palma africana	69,63
Paraguay	Soya, Girasol, Colza, Maní, Algodón, Sésamo, Ricino, Jatropha	5,80

Fuente: tomado de Duffey, 2011.

1.2 VENTAJAS ENERGÉTICAS, MEDIOAMBIENTALES Y ECONÓMICAS DEL BIODIESEL

El uso del biodiesel como combustible líquido para combustión interna presenta las siguientes ventajas, (tomado del documento de CORPODIB, 2003).

Desarrollo sostenible

Agricultura energética

El biodiesel se produce a partir de cultivos que abundan en nuestro país, como es la palma africana.

Impacto ambiental

Es el único combustible alternativo en cumplir con los requisitos de la Agencia de Protección Ambiental (EPA), bajo la sección 211(b) del “*Clean Air Act*”, Reduce emisiones de CO₂ (Protocolo de Kyoto).

Reducción de las emisiones contaminantes: SO₂, partículas, humos visibles, hidrocarburos y compuestos aromáticos.

Efectos positivos para la salud, ya que reduce compuestos cancerígenos como PAH

La combustión de biodiesel disminuye en 90% la cantidad de hidrocarburos totales no quemados, y entre 75-90% en los hidrocarburos aromáticos. Además proporciona significativas reducciones en la emanación de partículas y de monóxido de carbono. Proporciona un leve incremento en óxidos de nitrógeno dependiendo del tipo motor. Distintos estudios en EE.UU. han demostrado que el biodiesel reduce en 90% los riesgos de contraer cáncer.

Balance energético positivo (sin emisiones netas).

El biodiesel es biodegradable en solución acuosa, el 95% desaparece en 28 días y tiene un punto de inflamación de 150°C que se compara muy favorablemente al diesel de petróleo cuyo valor es de 50° C.

Los olores desagradables de la combustión del diesel del petróleo, son reemplazados por el aroma de las palomitas de maíz o papas fritas que se producen con el biodiesel.

Motores de combustión interna

El biodiesel funciona en cualquier motor diesel convencional, no requiere ninguna modificación. Puede almacenarse puro o en mezcla, y por tener un punto de inflamación superior, la manipulación y el almacenamiento son más seguros que en el caso del combustible diesel convencional.

El biodiesel puede usarse puro o mezclarse en cualquier proporción con el combustible diesel de petróleo. La mezcla más común es de 20% de biodiesel con 80% diesel de petróleo, denominado "B20".

El biodiesel contiene 11% de oxígeno en peso y no contiene azufre. El uso del biodiesel puede extender la vida útil de motores porque posee mejores cualidades lubricantes que el combustible de diesel fósil, mientras el consumo, encendido, rendimiento y torque del motor se mantienen prácticamente en sus valores normales.

El biodiesel es un combustible probado satisfactoriamente en más de 15 millones de km en los Estados Unidos y por más de 20 años en Europa.

La oficina del presupuesto del congreso y el departamento de defensa, el Departamento de Agricultura de los Estados Unidos, junto con otros organismos han determinado que el biodiesel es la opción más económica de combustible alternativo que reúne todos los requisitos del Acta de Política Energética.

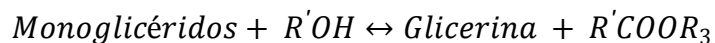
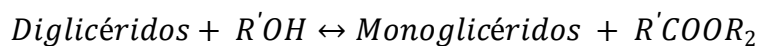
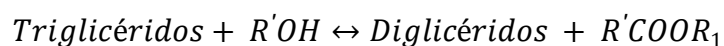
1.3 FUNDAMENTOS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BODIESEL

La ASTM (*American Society for Testing and Materials*), define biodiesel como “ésteres monoalquílicos de ácidos grasos de cadena larga derivados de lípidos renovables tales como aceites vegetales o grasa de animales y que se emplea en motores diesel o en calderas de calefacción”. El biodiesel se obtiene a partir de materias primas agrícolas (aceites vegetales), grasas animales y aceites usados [Zhang, 2003]. Como cualquier otro combustible necesita disponer de unas especificaciones que enumere las propiedades y garantice la calidad de producto. Además, debe cumplir los requisitos para los combustibles minerales de automoción, los requerimientos específicos y los métodos de control para la comercialización y distribución de ésteres metílicos de ácidos grasos, los cuales

se encuentran en la norma Europea EN 14214 y las especificaciones para el biodiesel en Colombia se encuentran en la Norma Técnica Colombiana 5444.

El método usado tradicionalmente para la obtención de biodiesel es la transesterificación (también llamada alcoholísis). Se basa en la reacción de moléculas de triglicéridos con alcoholes de bajo peso molecular (metanol, etanol, propanol, butanol) para producir ésteres y glicerina [Gerpen, 2004; Ávila y otros, 2008; Darnoko, 2000; Marchetti y otros, 2007]. La reacción de transesterificación se desarrolla en una proporción molar de alcohol a triglicérido de 3 a 1 (reacciona tres moles de alcohol con una mol de triglicérido), hay que añadir una cantidad adicional de alcohol para desplazar la reacción hacia la formación del éster metílico. Además, la formación de la glicerina, inmiscible con los ésteres metílicos, juega un papel muy importante en el desplazamiento de la reacción hacia la derecha, alcanzándose conversiones cercanas al 100%.

A continuación se presentan las diferentes reacciones intermedias reversibles que tienen lugar en la transesterificación, en donde el triglicérido es convertido consecutivamente en diglicérido, monoglicérido y glicerina; en cada reacción un mol de éster metílico es liberado.



El proceso más común para obtener los ésteres es el calentamiento de una mezcla de alcohol y los AGL del aceite crudo en presencia de ácido sulfúrico, utilizando el reactivo más económico en exceso para aumentar el rendimiento y desplazar el equilibrio hacia la derecha (esterificación de Fischer) [Mazo y otros, 2007]. El ácido sulfúrico sirve en este caso tanto de catalizador como de sustancia

higroscópica que absorbe el agua formada en la reacción, o en ocasiones es sustituido por ácido fosfórico concentrado.

1.4 TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

El proceso de producción de biodiesel y en especial la reacción de transesterificación requiere de catalizadores para elevar las velocidades de reacción y en algunos casos evitar reacciones no deseadas (como la saponificación), en este sentido se han desarrollado y probado diferentes vías catalíticas tanto a nivel laboratorio como a escala piloto, siempre con la idea de escalarlas a nivel industrial. A continuación se realiza una breve descripción de algunas de estas tecnologías [CORPODIB, 2003; Gerpen, 2004; Marchetti y otros, 2007; Vera y otros, 2005; Bunyakiat y otros, 2006; Kasteren y otros, 2007; Garcia y otros, 2006].

1.4.1. Catálisis ácida: La transesterificación es catalizada por ácidos de Bronsted como el sulfónico o el sulfúrico: las conversiones a ésteres son elevadas, superando el 99%, pero la velocidad de reacción es lenta, sobrepasando en algunos casos las tres horas para condiciones normales. Además, se requieren temperaturas superiores a los 100°C, la separación del glicerol es difícil de realizar y se requieren materiales de construcción resistentes para los equipos.

1.4.2. Catálisis con lipasas: Las enzimas hidrolíticas se han aplicado en las síntesis químicas gracias a su estabilidad, tolerancia a los solventes y a que no requieren de coenzimas. La aplicación de este método aún no es viable comercialmente, debido a que posee cinéticas relativamente lentas, y a que las condiciones de operación son bastante rigurosas.

1.4.3. Catálisis alcalina no iónica: Para simplificar las manipulaciones del proceso se han realizado numerosos estudios acerca del desempeño de bases orgánicas. Se han empleado guanidinas, amidinas, piperidina, trietilamina, entre

otras. Los resultados han variado de acuerdo a la sustancia utilizada, pero en general, se obtienen conversiones altas y tiempos mínimos de reacción. Sin embargo, este método tiene como desventajas la dificultad de separación de los productos y un costo elevado del catalizador.

1.4.4. Catálisis heterogénea: Se han probado polímeros con unidades químicas que proporcionan sitios activos básicos no iónicos, como poliestireno-divinilbenceno, poliuretanos y alquilguanidinas soportadas, entre otros, los cuales presentan la ventaja, de que el catalizador no se incluye como una impureza y la cinética de separación de los productos es rápida. A pesar de esto, el método no es viable para grandes volúmenes de producción, pues es muy susceptible a las impurezas, y el catalizador es costoso.

1.4.5. Catálisis supercrítica: En este método los reactivos se llevan a las condiciones críticas del alcohol utilizado (generalmente metanol), y se cargan al reactor. La cinética es 10 veces más rápida que el mejor de los anteriores casos, con conversiones superiores al 99%. Posee como desventajas las condiciones extremas de operación (350°C y 30MPa), que lo hacen inviable para la producción a gran escala.

1.4.6. Catálisis alcalina: Es el proceso industrialmente más desarrollado y empleado, puesto que los catalizadores empleados, como hidróxidos o carbonatos de sodio o potasio, son baratos, son menos corrosivos que los catalizadores ácidos y se alcanzan conversiones superiores al 99%; la cinética es relativamente rápida, no requiere equipos complicados y la separación de los productos es fácil de realizar. Su desventaja consiste en la necesidad de tener ausencia total de agua, puesto que ésta induce una hidrólisis con formación de jabones y pérdidas de éster.

1.5 MATERIAS PRIMAS PARA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

Las materias primas que se pueden emplear en la obtención de biodiesel son muy variadas y pueden clasificarse como aceites vegetales, grasas animales y aceites rehusados. Cuando se trata de los aceites vegetales éstos tiene otra clasificación, como se muestra a continuación.

Aceites vegetales.

- Aceites de semillas oleaginosas: girasol, colza, higuera, soja y coco.
- Aceites de frutos oleaginosos: palma.
- Aceites de semillas oleaginosas alternativas: Brassicacarinata, Camelina sativa, Poganus.
- Aceites de semillas oleaginosas modificadas genéticamente: Aceite de girasol de alto oleico.
- Aceites vegetales de final de campaña: Aceite de oliva de alta acidez.

Aceites reciclados de cocina.

Grasas animales: Sebo de distintas calidades.

Cada uno de los aceites o grasas poseen composiciones diferentes (en cuanto a los triglicéridos y los ácidos grasos), la tabla 2 muestra algunas de estas composiciones.

Tabla 2. Composición en peso de ácidos grasos contenidos en algunos aceites vegetales

Acido Graso	Formula	Soya	Maní	Girasol	Palma	Coco	Sebo
Láurico	12:0	0,1	-	-	-	46,5	0,1
Mirístico	14:0	0,1	-	-	1,4	19,2	2,9
Palmítico	16:0	6-10	10,4	6,4	43,9	9,8	28,7
Estearico	18:0	2-5	8,9	2,9	17	3,0	19,5
Oleico	18:1	20-30	47,1	17,7	30,1	3,0	44,4
Linoleico	18:2	50-60	32,9	72,9	9,5	2,2	3,6
Linolénico	18:3	5-11	0,5	-	0,3	0	0,9

Fuente: Tomado de Demirbass, 2008.

1.6 DESTILACIÓN REACTIVA

La destilación reactiva (DR) conjuga dos procesos en uno solo, particularmente trabaja en una torre de destilación en la cual ocurre una reacción química, es decir actúa como un reactor y como una columna destiladora simultáneamente.

Los procesos industriales en que una destilación reactiva es factible de implementar es aquella cuya reacción química está limitada por el equilibrio, reacciones caracterizadas por tener altos calores de reacción, reacciones en fase líquida que necesitan gran exceso de uno de los reactivos, cuando se desean eliminar reacciones colaterales o cuando hay formación de azeótropos. Reacciones como las de esterificación, hidrólisis, transesterificación entre otras, son buenas candidatas para ser llevadas a cabo mediante destilación reactiva. Además, la DR es particularmente ventajosa en procesos de esterificación, cuando la alimentación de triglicéridos tiene altos contenidos de ácidos grasos libres por ejemplo en el caso de grasas residuales (aceite de cocina, grasas amarillas, cebo, etc.) o los ácidos grasos obtenidos por una reacción preliminar de hidrólisis [Doherty y otros, 1992].

Procesos mediante DR han sido estudiados y reportados por diferentes investigadores desde hace un tiempo, obteniendo buenos resultados para diferentes tipos de reacciones. A continuación se hacen una descripción sobre estos estudios.

He y otros [2005] y Singh y otros [2004] reporta un nuevo sistema usando DR para la producción de biodiesel de aceite de canola y metanol, usando KOH como catalizador. En este sistema, la relación molar de alimentación de metanol a aceite es de 4:1, obteniendo una conversión del 95% en 3 minutos a una temperatura de la columna de 65°C. El flujo ascendente de metanol en forma de vapor sirve como un sistema de agitación, ayuda a la uniformidad de la mezcla en cada plato.

Singh y otros [2004] estudiaron la producción de biodiesel por destilación reactiva a escala de laboratorio usando aceite de canola y metanol en exceso, con KOH como catalizador. En este estudio se evaluaron dos alternativas, en la primera, los reactivos se alimentaron directamente a la columna, mientras que en la segunda se hicieron pasar por una etapa de reacción previa. Con la segunda opción se obtuvo una concentración de éster metílico del 91,7% extraído por el fondo de la columna.

En 1980, 60 años después la aplicación industrial de la destilación reactiva se dio como parte del desarrollo de las plantas de la Eastman Chemical [Lin y otros, 2008] quienes utilizaron simulaciones que permitían la minimización del tamaño de los reactores y de las corrientes de recirculación, maximizar el rendimiento y la conversión, y refinar el acetato de metilo en un número mínimo de etapas.

De ahí en adelante se han venido realizando investigaciones encaminadas a diseñar y evaluar en forma más rápida y económica el proceso de destilación reactiva para su uso en la obtención de otros productos de interés mediante simulaciones, montaje de plantas experimentales y piloto; es por esto que existen

reportadas varias aplicaciones comerciales de la destilación reactiva: síntesis de etil, butil y metil acetatos, hidrólisis de acetato de metilo, remoción de etanol de formaldehído, MTBE, TAME, ETBE, hidrogenación de aromáticos, sulfuración e hidrosulfuración, producción de isobutileno, etil benceno y formación de ésteres de ácidos grasos, entre otros [Doherty y otros, 1992].

En los casos de biocombustibles, se han realizado simulaciones del proceso de producción de biodiesel por destilación reactiva en el simulador comercial ASPEN PLUS [Doherty y otros, 1992; Lin y otros, 2008], donde modelos como UNIQUAC y UNIFAC Dortmund modificado han sido usados.

Omota y otros [2003] demostró que no era necesario el uso de metanol en gran exceso aun operando a bajas relaciones de reflujo de alcohol. Para complementar los estudios experimentales realizados a escala de laboratorio, se encuentran reportadas en la literatura algunas simulaciones en la producción de biodiesel combinando reacción y separación en una columna de destilación [Kiss, 2009; Dimian, 2009]. En estas simulaciones se puede observar como el producto es retirado continuamente favoreciendo la reacción directa.

1.7 SIMULACIÓN: DEFINICIÓN E IMPORTANCIA

El concepto de simulación puede considerarse desde diferentes contextos y cada uno de estos implica una definición diferente, pero para el caso de simulación de procesos desde la rama de ingeniería la definición más acertada puede ser la propuesta por Thomas T. Goldsmith Jr. y Estle Ray Mann en 1976 donde la definen de la siguiente manera: *“Simulación es una técnica numérica para conducir experimentos en una computadora digital. Estos experimentos comprenden ciertos tipos de relaciones matemáticas y lógicas, las cuales son necesarias para describir el comportamiento y la estructura de sistemas complejos del mundo real a través de largos períodos”*; ó la formulada por R.E.

Shannon(1976), "*La simulación es el proceso de diseñar un modelo de un sistema real y llevar a término experiencias con él, con la finalidad de comprender el comportamiento del sistema o evaluar nuevas estrategias -dentro de los límites impuestos por un cierto criterio o un conjunto de ellos - para el funcionamiento del sistema*".

El uso de simuladores dentro del ámbito de la ingeniería química cobra una gran importancia debido a que minimiza el esfuerzo humano para la resolución de los cálculos complejos que normalmente lleva asociado un proceso de ingeniería. Por este motivo la simulación de varios procesos en serie facilita la toma de decisiones, ya que los resultados obtenidos permiten un análisis lógico del proceso.

Dentro de los simuladores comerciales más utilizados en el tema del que se habla se encuentran los siguientes:

Hysys: Es un simulador comercial de múltiples aplicaciones. Muy utilizado en química e ingeniería de petróleos por su facilidad en separaciones.

Aspen Plus: Es un simulador estacionario, secuencial y modular. Modela y simula cualquier tipo de proceso para el cual hay un flujo continuo de materiales y energía de una unidad de proceso a otra.

Chemcad: Simulador de procesos utilizado en varias industrias, desde la refinación del crudo hasta la producción de cosméticos. Permite resolver muchos de los problemas de la ingeniería química en poco tiempo y con resultados confiables.

Súper Pro-Designer: Simulador de procesos líder en la industria biotecnológica. Utilizado en el ciclo de vida de productos y su comercialización, facilitando la optimización de procesos.

Teniendo en cuenta los tipos de procesos a estudiar se consideraron dos simuladores para llevar a cabo este trabajo de investigación, los simuladores Aspen Hysys y aspen Plus.

1.8 ANÁLISIS EXERGÉTICO: CONCEPTOS, FUNDAMENTOS Y APLICACIÓN

Los fundamentos teóricos del concepto de exergía fueron expuestos por Gibbs en 1875 en un Trabajo titulado "*On the equilibrium of Heterogeneous Substances*", en donde le llama "Energía disponible del cuerpo y del medio".

En 1889 el francés Gouy propuso, con el nombre de "*Energie Utilisable*" (energía utilizable), el empleo de una nueva función termodinámica para generalizar el hecho conocido de que solamente una fracción de energía térmica puede ser convertida en energía mecánica.

En 1951 el norteamericano Joseph H. Keenen publicó un artículo cuyo propósito era el de desarrollar el concepto de Gibbs en forma más general de lo que había hecho hasta la fecha. Propone entonces una nueva función de estado equivalente a la exergía, a la que llamó "*Availability*" (disponibilidad).

Posteriormente, en 1953, el alemán E. Schmidt se refiere a la exergía como "*Technische Maximale Arbeit*" (trabajo técnico máximo).

En 1955, el francés Gibert nombra a la exergía como "*Energie non Degradée en Chaleur*" (Energía no degradada en calor) y propone su empleo para estudios del ahorro de energía en procesos industriales.

Es hasta mediados de la década de los cincuentas en que los especialistas en el tema empiezan a proponer un término de aceptación mundial; así que en 1945 el alemán U. Grigull propone la palabra "*Ekthalpie*" (*Ectalpia* = rendimiento calórico),

que en 1956 es rebatida por el yugoslavo Z. Rant, que considera que la capacidad de trabajo no es "*Thalpie*" (calor) ni "*Ekthalpie*", sino la obtención auténtica de trabajo. Rant establece la palabra "*Exergie*" (Exergía = trabajo que puede ser extraído) como el término que debe emplearse, fundamentando su estructuración con base en su significado etimológico.

A principios de la década de los sesentas fueron establecidos los fundamentos del método de exergía, entendiéndolo como un desarrollo integrado de los principios de la termodinámica a sistemas industriales reales. Los primeros en este desarrollo - aunque utilizando diferentes términos para la exergía – fueron Bosnjakovic, Trepp, Bachr, Brodyanskii, Tribus.

En 1963, Tribus sugirió a Evans que el término "Exergy" (exergía) era más adecuado que "*Available Energy*" (energía disponible) debido a que la exergía no puede ser considerada como una clase de energía, tal como lo implican los términos "*Available Energy*" y "*Availability*", sino como una medida del alejamiento de un sistema del equilibrio.

Finalmente, en 1970 El-Sayed y Evans proponen el nombre de "*Essergy*" (*esergia*) para referirse al término exergía, que ya había sido y sigue siendo hasta la fecha aceptado mundialmente.

En la actualidad, la exergía se conoce como un parámetro que mide la calidad de la energía. Este parámetro puede emplearse para analizar la eficiencia energética de los procesos industriales. Con un análisis de exergía pueden compararse diferentes alternativas para determinar cual tiene el mayor rendimiento energético. Sin embargo, no proporciona soluciones por sí misma.

Este concepto desde sus primeras apariciones ha sido de mucha ayuda en la evaluación de procesos industriales, por ejemplo en 1968, Koot hizo un estudio sobre las pérdidas exergéticas en un evaporador flash donde concluye que éstas

son debidas a las irreversibilidades de la expansión isoentálpica de este proceso. G. Bodvarsson y col. en 1972 determina el máximo trabajo posible o la exergía de aguas termales, de igual forma muchos investigadores como Thirumaleshwar en 1979; Kotas en 1980; Al-Najem y otros. en 1992; Besta y otros en 1993, y otros más [Sorin y otros, 1998; De Oliveira y otros, 1997; Wall, 1988; Koroneos y otros, 2003; Taniguchi y otros, 2005; Rosen y otros, 2003; Scott, 2003; El-Sayed, 2002; Verkhivker y otros, 2001], han centrado sus estudio en el concepto de exergía como criterios de evaluación. En los últimos años, y debido a la situación ambiental actual, el análisis exergético se está aplicando a los procesos de producción de combustibles de origen fósil y aquellos denominados combustibles alternativos, con el fin de hacerlas más eficientes y sostenibles. En año 2007 Talens y otros [2007] realizaron investigaciones en este campo y aplicado al proceso de producción de biodiesel, donde sugieren el uso de hidróxido de potasio y el ácido sulfúrico como catalizadores y donde su estudio mostró unas bajas pérdidas exergéticas.

A continuación, se presentara de manera muy sintetizada los conceptos básicos que se deben tener en cuenta para realizar un análisis exergético [Dincer y otros, 2007].

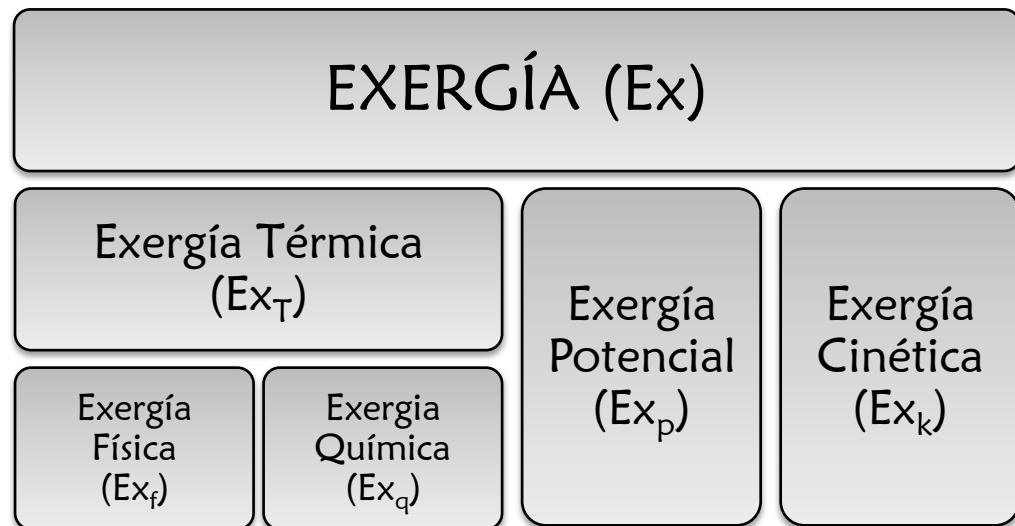
1.8.1. Exergía. El concepto de exergía surge como un problema en la termodinámica ingenieril en el momento de modelar sistemas o sustancias con ayuda de la primera ley de la termodinámica y que no están en un equilibrio con su entorno. Por ejemplo, un sistema que está a una temperatura superior o por debajo de la correspondiente al ambiente, teóricamente puede usarse para producir algo de trabajo.

Al aplicar los conceptos de primera y segunda ley de la termodinámica a un sistema es posible determinar la máxima cantidad de trabajo útil que se puede extraer [Talens y otros, 2007].

1.8.2. La cantidad exergética. La exergía de un sistema es definida como el máximo trabajo mecánico que puede ser realizado por un sistema y el ambiente específico de referencia. El ambiente de referencia es asumido por ser infinito, en equilibrio y encierra todos los sistemas. Típicamente el ambiente es especificado por temperatura, presión y composición química.

1.8.3. Tipos de Exergía. La exergía total al igual que la energía tiene unas componentes cinéticas, potencial y térmicas, donde la componente térmica hace referencia tanto a la física y química, estas se presentan de manera más detallada en la figura 1, donde la exergía cinética es igual que la energía cinética cuando la velocidad tiene como nivel de referencia la superficie de la tierra y de manera similar con la exergía potencial.

Figura 1. Formas de exergía



Fuente: Autor

La exergía física, es el trabajo que puede obtener al someter una sustancia a procesos físicos reversibles desde la temperatura y presión inicial, hasta el estado de temperatura y presión del entorno. En cuanto a la exergía química, es el trabajo que se puede obtener de una sustancia que se encuentra a una temperatura y

presión del entorno, si alcanza un estado de equilibrio termodinámico mediante reacciones químicas [Dincer y otros, 2007].

1.8.4. Análisis exergético. La exergía tiene la característica que ésta solo se conserva si los procesos que ocurren entre un sistema y el ambiente de referencia son reversibles. Cuando el análisis exergético es realizado a una planta, un proceso químico o un caso de refinación, las imperfecciones termodinámicas pueden ser cuantificadas como exergía destruida, lo que representa pérdidas de energía o utilidades (trabajo perdido o potencial desaprovechado para generar trabajo mecánico). La exergía al igual que la energía puede transferirse a través de las fronteras del sistema. Por cada tipo de energía transferida hay una exergía correspondiente transferida o transportada.

En el caso de la exergía física, está relacionada con las condiciones de temperatura y presión de una corriente específica del proceso además del ambiente estable de referencia (AER), la ecuación 1.

$$Ex_{física} = (H - H_0) - T_0 * (S - S_0) \quad \text{(Ecuación 1)}$$

Donde H es entalpía, S es entropía y el subíndice se refiere a los valores a las condiciones de referencia.

La exergía química de una sustancia es el máximo trabajo útil que puede ser producido por el proceso de equilibrio químico y físico de la sustancia con el ambiente. De acuerdo con Turbaev [2006], las exergías químicas y termodinámicas pueden ser calculadas a partir de los datos termodinámicos de la sustancia, por ejemplo, la ecuación 2

$$Ex_{qca} = \Delta G_f^\circ - \sum_i n_i * Ex_{ch,i} \quad \text{(Ecuación 2)}$$

Donde se tiene en cuenta la energía de Gibbs estándar de formación (ΔG°_f) y la exergía química de cada elemento que constituye el compuesto (Ex_{qca}), y n_i como el número de átomos de cada elemento.

La exergía química de una mezcla es definida como la suma de las exergías químicas de las sustancias que la componen, más la contribución exergética debido a la mezcla de las sustancias en condiciones ideales; como se puede observar en la ecuación 3, usada por Pellegrini y otros autores en sus trabajos [Talens y otros, 2007; Rocha y otros, 2011; Pellegrini y otros, 2007]

$$\overline{Ex_{qca}} = \sum [y_i * Ex_{qca-i} + R * T_o * y_i * \ln(y_i)] \quad (\text{Ecuación 3})$$

Donde y_i es la fracción molar del compuesto en la mezcla, Ex_{qca-i} es la exergía química del componente puro i , R la constante ideal de los gases, y T_o es la temperatura de referencia.

La exergía asociada con la transferencia de calor depende de la temperatura a la cual ocurre la transferencia en relación con la temperatura del ambiente, ésta se expresa mediante la ecuación 4.

$$Ex_{calor} = \left(1 - \frac{T_o}{T}\right) * Q \quad (\text{Ecuación 4})$$

Para una corriente de energía en forma de trabajo la exergía en este caso es igual, ecuación 5.

$$Ex_{trabajo} = W \quad (\text{Ecuación 5})$$

1.8.5. Características de la Exergía. Las siguientes son algunas de las características más importantes referentes a la exergía.

- Un sistema en completo equilibrio con el ambiente, no posee exergía alguna.
- La exergía de un sistema es mayor a medida que aumenta la diferencia del ambiente de referencia. Por ejemplo, una cantidad específica de agua caliente contiene mayor exergía en invierno que un día caluroso de verano.
- La exergía es la parte de la energía la cual es útil y por lo tanto tiene un valor económico.
- La exergía por definición depende no solo del estado de un sistema o flujo, sino también del ambiente estable de referencia.
- La eficiencia exergética es una medida de la aproximación a la idealidad (o reversibilidad), esto no es necesariamente cierto para la eficiencia energética.

Específicamente el análisis exergético es un método o herramienta efectivo para:

- Combinando y aplicando los principios de conservación de masa y la conservación de la energía junto con la segunda ley de la termodinámica (SLT) para el diseño y análisis de sistemas energéticos.
- Mejorar la eficiencia energética y el uso de otros recursos (mediante la identificación de la eficiencia que siempre mide un enfoque de la idealidad, así como las ubicaciones, tipos y magnitudes verdaderos los desechos y pérdidas).
- Revelar si es posible o no y cómo, el diseño de sistemas más eficientes mediante la reducción de ineficiencias en sistemas existentes.
- Direccionamiento de impactos emitidos al ambiente en formas de energía y otros recursos utilizados, y la manera de reducir o mitigar esas cargas.

1.9 PARÁMETROS DE EVALUACIÓN

El parámetro usado tradicionalmente para evaluar el funcionamiento termodinámico de un sistema es la **eficiencia exergética**, definida como la proporción entre la exergía en la forma final deseada ($Ex_{Producto}$) y la exergía suministrada al sistema ($Ex_{Recurso}$).

$$\varepsilon = \frac{Ex_{Producto}}{Ex_{Recurso}} \quad (\text{Ecuación 6})$$

Es importante tener en cuenta que la exergía del recurso no es necesariamente la suma de toda la exergía que entra o que sale del sistema (ver tabla 3).

Tabla 3. Eficiencia exergética de la bomba, intercambiador de calor y enfriador.

Equipo	Eficiencia Exergética	Observaciones
Bomba	$\varepsilon = \frac{E2 - E1}{W}$	E1= Flujo de exergía a la entrada. E2= Flujo de exergía a la salida. W= Potencia de la bomba
Intercambiadores de Calor	$\varepsilon = \frac{E4f - E3f}{E1c - E2c}$	E1c= Flujo de exergía de la corriente caliente que entra. E2c= Flujo de exergía de la corriente caliente que sale. E4f= Flujo de exergía de la corriente fría que sale. E3f= Flujo de exergía de la corriente fría que entra.
Enfriador	$\varepsilon = 0$	La eficiencia es cero, debido a que su objetivo es disipar calor sin obtener ningún producto.

Fuente: Adaptado de Shapiro y otros, [2006].

Otros parámetros de evaluación son las proporciones entre variables propias del proceso, útiles en momentos de comparar distintas alternativas tecnológicas cuando la la eficiencia exergética no es la apropiada [Shapiro y otros, 2006].

2. JUSTIFICACIÓN

La necesidad de hacer procesos de selección mas justificados ambiental, económico y energéticamente; surge como una opción válida de evaluación la metodología de análisis exergético, estudiada desde hace mas de cien años (en 1873, J. Willard Gibbs inicia estudios en este tema) y que ofrece resultados más acertados desde el punto de vista energético, porque el análisis basado en el concepto de exergía tiene en cuenta solo la energía teóricamente aprovechable, y no aquella intrínseca y que no es posible su transformación (Hasta ahora).

En el escenario Colombiano, estudios ambientales (de ciclo de vida) y económicos (de prefactibilidad económica) [Acevedo, 2012; Gonzalez y otros, 2009; Castro y otros, 2009; Castañeda y otros, 2008; Martinez y otros, 2009; Quijano, 2010] se han desarrollado a procesos de producción de biodiesel con el propósito de determinar tecnologías promisorias de implementar a nivel industrial, además estos estudios solo tenían en cuenta balances energéticos en sus procesos.

El desarrollo de estudios sobre el análisis exergético aplicado a procesos de producción de biocombustible y en especial de biodiesel puede resultar de gran utilidad a la hora de seleccionar alternativas productivas con criterios de sostenibilidad, es decir procesos ambientalmente limpios y rentables económicamente.

3. HIPÓTESIS

El análisis exergético aplicado a procesos de producción de biodiesel puede usarse como un nuevo criterio de selección de tecnologías, además de los análisis ambientales y económicos que se realizan actualmente. También ésta metodología permitirá encontrar etapas de proceso con ineficiencias energéticas y con posibilidades de mejoras tecnológica.

4. OBJETIVOS

4.1 General

Aplicar la metodología de evaluación exergética a los procesos industriales de producción de biodiesel (extracción de aceite y producción) para identificar los procesos con los mejores indicadores de eficiencia exergética y las etapas con las mayores pérdidas de exergía.

4.2 Específicos

- I. Seleccionar las tecnologías existentes y emergentes de mayor interés para el sector agroindustrial Colombiano de producción de biodiesel a partir de aceite de palma y que pueda ser factible su implementación industrial.
- II. Modelar las tecnologías existentes y emergentes seleccionadas para la producción de biodiesel y el proceso de extracción de aceite palma mediante los software Aspen-Hysys® y Aspen Plus®, para encontrar el proceso con las mejores relaciones Producto/Recursos.
- III. Aplicar el análisis exergético a las tecnologías seleccionadas y modeladas de extracción de aceite y producción de biodiesel con el fin de definir sus parámetros de evaluación y su eficiencia exergética.
- IV. Determinar los principales focos de destrucción de exergía en el proceso de extracción de aceite y proponer opciones de mejoras.
- V. Seleccionar las tecnologías de producción de biodiesel con los mejores indicadores exergéticos que puedan resultar promisorias para implementar a nivel industrial en Colombia.

5. METODOLOGÍA

La metodología usada para llevar a cabo este trabajo de investigación consistió en tres etapas principales y son las siguientes: Selección y simulación de los casos de estudio, evaluación de los casos mediante el análisis exergético, por último resultados y análisis de resultados, y cada una de éstas se desarrollan a continuación.

5.1 SELECCIÓN Y SIMULACIÓN DE LOS CASOS DE ESTUDIO

En esta parte de la metodología y con base en la revisión bibliográfica realizada se seleccionaron cinco casos de estudio, el primer caso fue el proceso tradicional de extracción de aceite de palma (y único en cuanto a la extracción de aceite), puesto que este proceso tanto en Colombia como en la mayor parte del mundo se encuentra estandarizado, además todas las plantas de extracción de aceite colombianas operan empleando esta tecnología (extracción por prensado) y logran extraer un 93,75% del aceite total contenido en los racimos (el aceite de palma contenido en los RFF, Racimos de Fruto Fresco, es en promedio el 24% en masa), las mayores pérdidas registradas (de aceite de palma) se presentan en la etapa de desfrutamiento [Rocha y otros, 2011].

Los restantes cuatro casos, hacen referencia al procesos de conversión del aceite al biocombustible (producción de biodiesel). El segundo caso de estudio fue la tecnología tradicional, es decir homogénea y con catálisis básica (fue el caso de referencia para la comparación de las demás tecnologías). El tercero y cuarto caso se caracterizan por usar catalizadores heterogéneos, de carácter ácido y básico respectivamente. Y el último caso de estudio es la tecnología de producción de biodiesel mediante destilación reactiva como otro escenario alternativo y que puede resultar factible de implementar industrialmente.

5.1.1. EXTRACCIÓN DE ACEITE DE PALMA (CASO 1)

La información necesaria para realizar el análisis exergético, fue obtenida mediante una visita técnica a una de las plantas extractoras de aceite del municipio de San Alberto (Cesar) de donde se recopiló información de cada una de sus etapas productivas (condiciones de operación, flujos, temperaturas, etc.), luego se integraron estos datos con las herramientas ofrecidas por el simulador ASPEN PLUS™.

Entre las características generales de la planta visitada se tiene que la capacidad de procesamiento es 30 ton/h, no cuenta con sistemas de recuperación de calor y vapor, cuenta con un tiempo de operación diario de 16h y tiene un consumo de 23kW/kg de RFF (incluyendo el procesos de palmisteria), esta información fue suministrada por el personal administrativo de la planta.

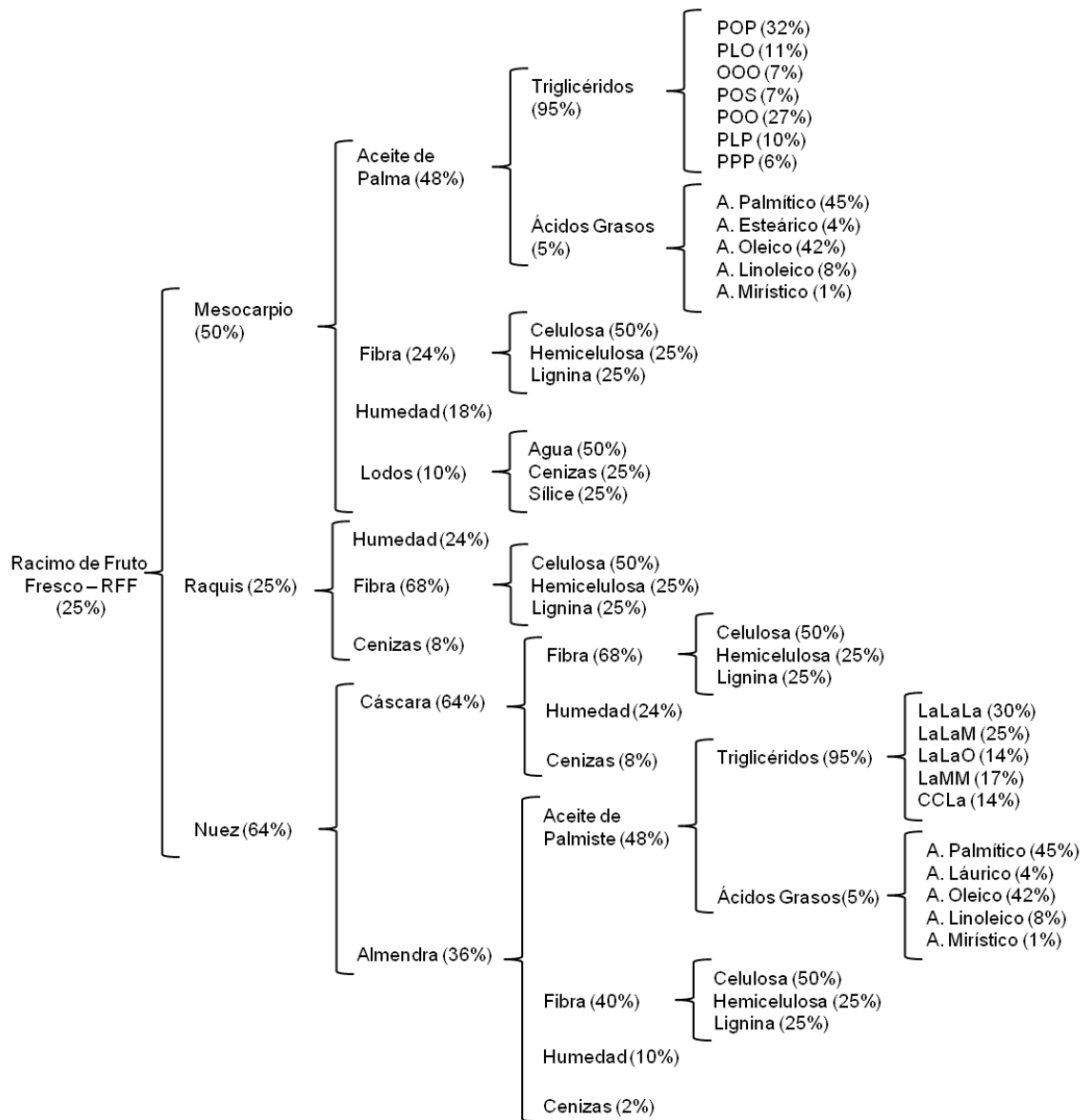
Para la realización de esta planta en el simulador se tuvo en cuenta lo siguiente:

Se uso la base de datos de Aspen Plus™ para introducir los compuestos que intervienen en el proceso, sin embargo, fue necesario crear algunos componentes hipotéticos porque estos no estaban disponibles, tales como hemicelulosa, celulosa, lignina, cenizas y todos los triglicéridos tanto del aceite de palma como de Palmiste. Para crear cada componente fue necesario introducir tanto su estructura molecular, como ciertas propiedades de las sustancias (Tc, Pc, Densidad), cuantos más datos se introduzcan al simulador más acertado serán las propiedades generadas por el software. En el caso de los TAG's se introdujo su estructura molecular, posteriormente se calcularon sus propiedades termodinámicas a través del método de estimación de Ambrose.

Para este proceso el RFF (principal materia prima para este proceso) se caracterizó de manera general con la siguiente composición en peso: mesocarpio 50%, racimos vacíos (ó tusas) 25%, nuez 14% y humedad 11% [Rocha y otros,

2011; FEDEPALMA, 2012; CENIPALMA, 2012; Wambeck, 1999], Una descripción de la composición usada en la simulación del RFF se muestra en la figura 2, (donde la letras hacen referencia a los ácidos grasos correspondientes a C: Cáprico; La: Láurico; M: Mirístico; P: Palmítico; S: Esteárico; O: Oléico; L: Linoléico [Zhang, 2003].

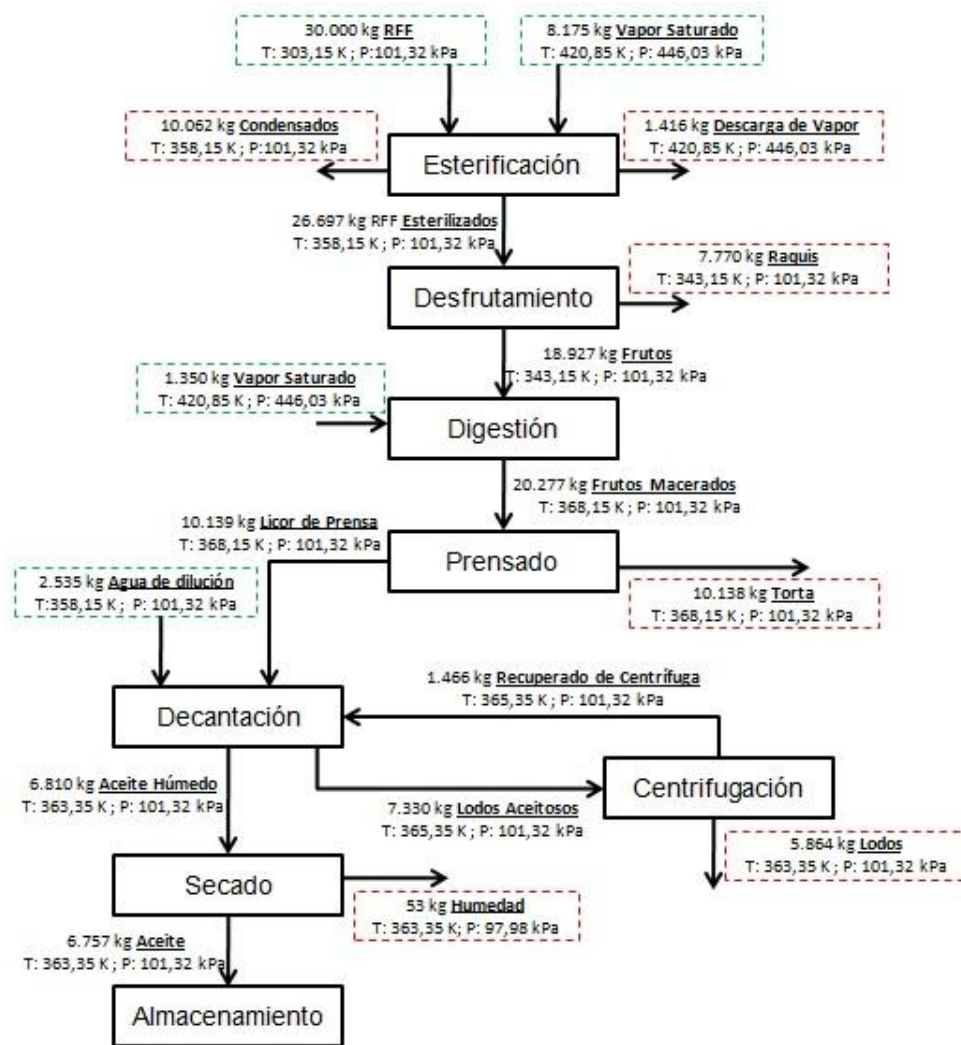
Figura 2. Composición del RFF usada en la extracción del aceite



Fuente: Rocha y otros, 2011.

El modelo utilizado para el cálculo de los coeficientes de actividad en la fase líquida fue el NRTL (*Non-Random Two Liquid*) y para la fase vapor se empleó el modelo de la ecuación de SRK (*Soave Redlich Kwong*) [Díaz y otros, 2009]. Habiendo especificado todas las corrientes (en cuanto a las composiciones y flujos) y sus condiciones de operación (según la visita realizada), se procedió a simular cada una de las etapas del proceso acorde a las condiciones reportadas, la figura 3 y la tabla 4 muestran los flujos y condiciones operacionales por etapa.

Figura 3. Esquema y condiciones operacionales de la extracción



Fuente: Adaptado de Rocha y otros, 2011.

Tabla 4. Condiciones de operación para cada etapa del proceso.

	Presión	Temperatura (K)
Esterilización	275,79 kPa	443,15
Desfrutamiento	101,3 kPa	343,15
Digestión	101,3 kPa	368,15
Prensado	111,3 kPa	368,15
Decantación	101,3 kPa	365,35
Centrifugación	101,3 kPa	358,15
Secado	-27,5 in H	363,15

Fuente: Rocha y otros, 2011.

Una descripción más detallada sobre la simulación realizada se hace en el ANEXO A.

5.1.2. PRODUCCIÓN DE BIODIESEL CON CATÁLISIS BÁSICA EN FASE HOMOGÉNEA (CASO 2)

Para este caso de estudio (tecnología tradicional para la producción de biodiesel) se simuló una planta en Aspen Hysys con una capacidad de 80000 ton/año de biodiesel y con las siguientes características. Para la caracterización del aceite de palma se tuvieron en cuenta los seis triglicéridos de mayor porcentaje en el ACP (aceite crudo de palma) reportados en la literatura: PLO, PLP, OOO, POO, POP y PPP (PLO representa al triglicérido conformado por los ácidos grasos palmítico, linoleico y oleico) [Gunstone, 2002; Fangrui y otros, 1999; Sierra y otros, 2011], se consideró un pequeño porcentaje de acidez en el aceite representado como ácido palmítico. La tabla 5 muestra la composición en peso usado para este caso.

Tabla 5. Composición del aceite crudo de palma usada en caso 2

Compuesto	PLO	PLP	OOO	POO	POP	PPP	A. palmítico
% p/p	11,3	12,7	6,6	26,2	33	7,2	3

Fuente: Autor

En cuanto a los compuestos no disponibles en la librería del software, se consideró el método de contribución de grupos de Constantinou y Gani [1994] para estimar las propiedades necesarias y poder crearlos como hipotéticos en el simulador. En cuanto a los modelos termodinámicos, fueron usados cuatro para esta simulación, para la fase líquida se eligió el modelo de actividad NRTL, puesto que se tienen compuestos altamente polares como el metanol y la glicerina [Zhang, 2003]; para la fase vapor se empleó la ecuación de Peng-Robinson; para el caso de flujos con alto contenido de triglicéridos se utilizó el modelo de ecuación de estado BWRS (Modificación a la ecuación de estado de Benedict Webb Rubin) y para corrientes con gran porcentaje en metil-ésteres se empleó el modelo semi-empírico de Chao Seader [Rivero y otros, 1999].

A continuación se describe en detalle cada una de las etapas de mayor relevancia en el proceso de producción de biodiesel [Sierra y otros, 2011].

Pretratamiento de los AGL presentes en el ACP. La reacción de esterificación se llevo a cabo en un reactor CSTR a 60 °C y 265 kPa, con una relación molar de metanol/ácido palmítico de 17:1, en presencia de ácido sulfúrico puro, obteniéndose una conversión de 97%. Se utilizó el modelo de primer orden en el que el factor de frecuencia y la energía de activación de la ecuación de Arrhenius están dados por $A= 1,27 \text{ s}^{-1}$ y $E_a= 13300 \text{ kJ/kmol}$, propuesto por Sendzikiene y otros [2004].

$$k(T) = A * e^{\frac{E_a}{R*T}} \quad (\text{Ecuación 7})$$

Transesterificación de los triglicéridos. Esta etapa se desarrolló a 65 °C y 470 kPa en un reactor CSTR, en presencia de hidróxido de sodio puro, con una relación molar de metanol/aceite de 9:1 para garantizar una conversión de los triglicéridos alrededor del 97,8% [Zapata y otros, 2007]. El modelo cinético usado fue el reportado por Sit y otros [2004]. El modelo considera la reacción global como irreversible y se representa de la siguiente manera:

$$-r = \frac{dC_{TAG}}{dt} = kC_{TAG}C_{meoh} \quad (\text{Ecuación 8})$$

Donde C_{tg} , concentración de triglicéridos mol/L; C_{meoh} , concentración de metanol mol/L; $-r$, velocidad de reacción mol/(L-s). El factor de frecuencia y la energía de activación de la ecuación de Arrhenius están dadas por: $A= 9,1534 \times 10^6 \text{ mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$) y $E_a= 60701 \text{ kJ/kmol}$ (ecuación 7).

Lavado de biodiesel. Este procedimiento se simuló mediante una columna de extracción líquido-líquido, utilizando agua como agente extractor a 20 °C y 120 kPa [Zapata y otros, 2007], con una relación molar de agua/biodiesel sin lavar de 65 para que el biodiesel cumpliera con los requisitos de la norma ASTM [Agreda y otros, 1990].

Recuperación de metanol. Esta etapa fue simulada por una torre de destilación a 60 °C y 150kPa, con una relación de reflujo molar de 2,3 y donde se recuperó el 97,8% del metanol entrante a la torre [Sierra y otros, 2011].

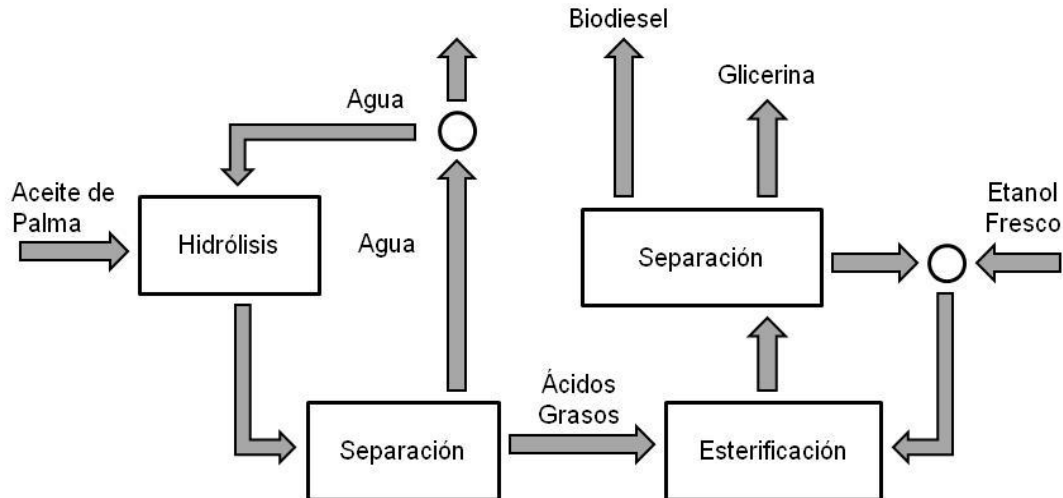
Separación de la glicerina. Esta etapa se lleva a cabo con el fin de recuperar y recircular el agua a la torre de extracción líquido-líquido, y por lo tanto separar la glicerina. La relación de reflujo molar se fijó en 2, obteniéndose un porcentaje de recuperación del ciento por ciento del agua a la entrada de la torre [Sierra y otros, 2011].

Una descripción más detallada sobre la simulación realizada se hace en ANEXO B.

5.1.3. PRODUCCIÓN DE BIODIESEL CON CATÁLISIS ÁCIDO EN FASE HETEROGÉNEA (CASO 3)

Para el tercer caso de estudio igualmente se consideró una planta de producción de biodiesel con la misma capacidad (80000 Ton/año) y simulada en Hyprotech HYSYS 3.2, pero considerando un proceso innovador y estudiado con gran furor en los últimos años, esta tecnología tiene en cuenta una primera etapa de hidrólisis de los triglicéridos presentes en el aceite de palma seguido de una esterificación ácida de los ácidos grasos formados, un esquema general del proceso se muestra en la figura 4.

Figura 4. Esquema del caso 3 para la producción de biodiesel



Fuente: Autor

Para llevar a cabo la simulación de este proceso en primera instancia se caracterizó el aceite con los 10 triglicéridos de mayor proporción y los más típicos para los aceites de palma africana Colombianos, estos se presenta en la tabla 6

con los porcentajes en masa de cada uno. Además el modelo termodinámico usado fue el UNIQUAC puesto que según Santander en un estudio realizado en 2007 sugiere que es el que mejor representa el comportamiento de los compuestos involucrados.

Tabla 6. Composición del aceite crudo de palma usada en caso 3

Triglicéridos	PPS	POP	POS	PLP	POO	SOO	PLO	OOO	PPP	PLL
% p/p	1,2	33,1	6,2	9,7	24,7	2,9	10	4,1	5,9	2,2

Fuente: Autor

Este proceso tiene la característica que opera a condiciones súper críticas, tanto la hidrólisis como la esterificación ácida. La hidrólisis de los triglicéridos, se lleva a cabo por una reacción entre el aceite que ingresa al proceso y agua a condiciones estudiadas por Saka y otros en 2001 [Kusdiana y otros, 2001; Kusdiana y otros, 2004], de 290 °C y 20 MPa de presión, con relación molar agua/aceite = 60/1; logrando conversiones superiores a 80%. En cuanto a la reacción principal de este proceso, la esterificación de los ácidos grasos, se realiza usando un reactor de lecho empacado con sulfato de zirconio como catalizador sólido (siendo este de carácter ácido), a las condiciones de 120 °C y 450 kPa y una relación molar etanol/aceite=100 [Garcia y otros, 2008; Kumar y otros, 2008], el modelo cinético usado para simular el reactor fue el Langmuir Hinshelwood Hougen Watson (modelo LHHW).

Por último, se realizó el proceso de separación y purificación del biodiesel para que cumplieran con los requisitos de la norma ASTM necesarios para su posterior distribución y comercialización. La recuperación del etanol se simuló por una destilación azeotrópica usando glicerina como solvente a 1 atm y 78,2°C, con relación molar 0,4 glicerina/etanol [Uyazan y otros]. Una descripción más detallada sobre la simulación realizada se hace en ANEXO C.

5.1.4. PRODUCCIÓN DE BIODIESEL CON CATÁLISIS BÁSICA EN FASE HETEROGÉNEA (CASO 4)

Para este caso de estudio el proceso fue realizado en la versión 7.0 de Aspen Hysys con catalizador ácido y heterogéneo, la base de cálculo fue la misma a las anteriores (80 000 Ton/año); el aceite de palma fue representado por 6 triglicéridos y en la misma proporción que se uso en el caso base (tecnología tradicional, tabla 5). La caracterización de los compuestos usados durante la simulación fueron el de contribución de grupos de Constantinou and Gani y el paquete de fluidos usado fue el UNIQUAC.

Definido los compuestos y los modelos termodinámicos la simulación inicia con las corriente frescas de aceite de palma y metanol que son premezcladas antes de ingresar al reactor de esterificación, este pretratamiento se realizó en un reactor CSTR a 55°C de temperatura, se usó ácido sulfúrico como catalizador en una proporción de 1% en peso y la relaciones molares de 5 entre metanol y aceite (la conversiones obtenida fue 80%). La cinética usada para esta reacción se presenta en la ecuación 7, donde $k_1 = 0,007$ y $k_2 = 0,0002$; $k_1/k_2 = 35$; $E_a = 30,4$ kJ/mol; $A = 305$ [Satriana y otros, 2008].

$$-\frac{d[AGL]}{dt} = k_1 * [AGL] - k_2 * [Ésteres][Agua] \quad (\text{Ecuación 9})$$

Una vez la reacción de pretratamiento finalizó se procedió a una neutralización con NaOH que se llevó a cabo mediante un reactor de conversión. Después la reacción de transesterificación fue llevada a cabo bajo las condiciones propuestas por Becerra Ortega en 2009, donde sugiere que para la obtención en altas conversiones de metil-ésteres (superiores al 90%) usando como catalizador el CaO (catalizador sólido de carácter básico) es necesario 60°C de temperatura, una relación molar Metanol /aceite de 10:1 y un 3% en peso de catalizador. Finalmente, el biodiesel fue sometido a un proceso de separación y purificación al

punto que cumpliera con las normas de la ASTM para su distribución y comercialización. Una descripción más detallada sobre la simulación realizada se hace en ANEXO D.

5.1.5. PRODUCCIÓN DE BIODIESEL POR DESTILACIÓN REACTIVA (CASO 5)

El proceso de producción de biodiesel fue simulado en el software Aspen Plus 7.0, pero siguiendo las pautas estudiadas e investigadas por Cerón en 2010, en donde realizó estudios experimentales del proceso de destilación reactiva para la producción de biodiesel mediante reacciones de transesterificación de aceites y esterificación de ácidos grasos a nivel de laboratorio y planta piloto. Además realizó simulaciones de estos escenarios estimando de antemano sus propiedades totales, evaluando el equilibrio líquido-líquido y vapor-líquido de los compuestos involucrados, calculando las curvas residuos para compuestos como tripalmitina, etanol y etil-palmitato, entre otros sistemas. En este trabajo Cerón diseñó la columna con 63 etapas, con una región de reacción entre las etapas 13 y 53, las cinéticas de la reacción, entre otros datos [Cerón, 2010].

Para este caso, los compuestos que no se encontraban disponibles fueron creados como hipotéticos y la determinación de sus propiedades fisicoquímicas se realizó mediante el método de contribución de grupos de Joback. Los modelos termodinámicos usados fueron el NRTL para la fase líquida, para la fase vapor se empleó el modelo de Peng Robinson y para el proceso específico de la destilación reactiva se empleó la ecuación de estado PC-SAFT (*Statistical Associating Fluid Theory*) usado en estudios anteriores para procesos similares [Cerón, 2010].

El aceite de palma se consideró como una mezcla de dos triglicéridos, tripalmitina con el 65%, la trioleína con el 30% y un 5% como la acidez (representado como ácido palmítico), esta materia prima fue sometida a un pretratamiento en

condiciones de 1,2 atm, 65 °C y una relación molar aceite – etanol de 1:17, catalizada por ácido sulfúrico puesto que el proceso de destilación reactiva estudiado por Cerón requería de un aceite libre de acidez, los parámetros cinéticos para la ecuación de Arrhenius (ecuación 8) se muestran en la tabla 7.

Tabla 7. Parámetros cinéticos para las principales reacciones del proceso

Reacción	A	Ea (kJ/kmol)
Esterificación	1,27	13300
Transesterificación	9153400	60701

Fuente: Cerón, 2010.

La destilación reactiva se desarrolló en una columna Radfrac de 62 etapas con alimentación de aceite - etanol en las etapas 12 y 53 respectivamente, la zona de reacción se ubicó entre las etapas 13 y 53 y en presencia de hidróxido de sodio como catalizador (3%). La columna tiene una caída de presión casi despreciable entre el condensador y el rehervidor, una relación de reflujo L/D de 1,5, además la alimentación viene dada por en una relación molar aceite/etanol 1:6. Los parámetros cinéticos empleados en la reacción de transesterificación se presentan en la tabla 7.

El producto obtenido por los fondos de la columna (**biodiesel**) cumple con los parámetros mínimos requeridos por la norma ASTM para que el biodiesel pueda ser distribuido y consumido en motores de combustión interna, convirtiéndose de esta forma en el producto principal del proceso. Mientras la corriente de destilado de la columna es dirigida a una torre de destilación para la purificación de glicerina y alcohol (esta última para reintegrarlo al proceso)

Con toda esta información fue simulado el escenario, con la tranquilidad que el proceso de destilación reactiva no sería tan hipotético sino con resultados soportados en pruebas a escala laboratorio y de planta piloto; y que el posterior

análisis exergético daría unos resultados importantes y válidos para una comparación con los demás escenarios. Una descripción más detallada sobre la simulación realizada se hace en ANEXO E.

5.2 ETAPA DE APLICACIÓN DEL ANÁLISIS EXERGÉTICO

Una vez finalizadas las simulaciones de cada uno de los casos de estudio con sus respectivas idealizaciones y condiciones de operación, se procedió a realizar el análisis exergético. Para esta etapa del análisis, se tuvieron en cuentas las pautas mencionadas en el capítulo 2 y útiles para cualquier tipo de evaluación exergética. En primera instancia, se definió para cada caso de estudio su producto principal (aceite de palma para el caso de la extracción de aceite y biodiesel en las tecnologías de producción) y de igual forma para los análisis particulares en cada equipo del proceso; el AER (Ambiente Estable de Referencia) fue fijado en 25°C y 1 atm para los cuatro procesos de producción de biodiesel, y de 30°C y 1 atm para el proceso de extracción de aceite, esto porque la región donde está ubicada la planta estudiada (región de San Alberto – Cesar) el promedio de temperatura es un poco más alta que la promedio en la ciudad de Bucaramanga.

Con las propiedades evaluadas por los simuladores (usadas para los respectivos balances de masa y energía) y definido el AER, fueron calculadas las exergía física para cada una de las corrientes, esto mediante la ecuación 1; de igual forma y teniendo en cuenta cada uno de los componentes ó compuestos propios de cada simulación se buscaron en la literatura científica las exergías químicas y para las no disponibles fue necesario el cálculo de las mismas, para ellos se usó las ecuación 2. Una vez definidas las exergías física y químicas se procedió con los balances exergéticos y las respectivas eficiencias para cada uno de los equipos que comprendía el proceso, esto es bombas, válvulas, reactores, columnas, etc.; posteriormente se realizó la evaluación global de proceso, donde considerando el producto principal de cada proceso se calculó la eficiencia exergética, esto como

la relación entre la exergía del producto principal y la exergía total que entra al proceso.

Como parte final del trabajo se presenta la comparación de los resultados de los diferentes procesos estudiados, y se sacaran las conclusiones correspondientes.

5.3 CRITERIOS DE SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS

Para la selección y clasificación final de los procesos de producción de biodiesel a partir de aceite de palma con las características que posean un mejor aprovechamiento de los recursos y con los menores sumideros de energía se tendrán en cuenta aquellos casos con los mejores indicadores exergéticos, esto es, aquel con las menores pérdidas exergéticas (exergía destruida por kg de biodiesel producido) y aquel proceso que tenga las mayores eficiencias exergéticas (como proceso global).

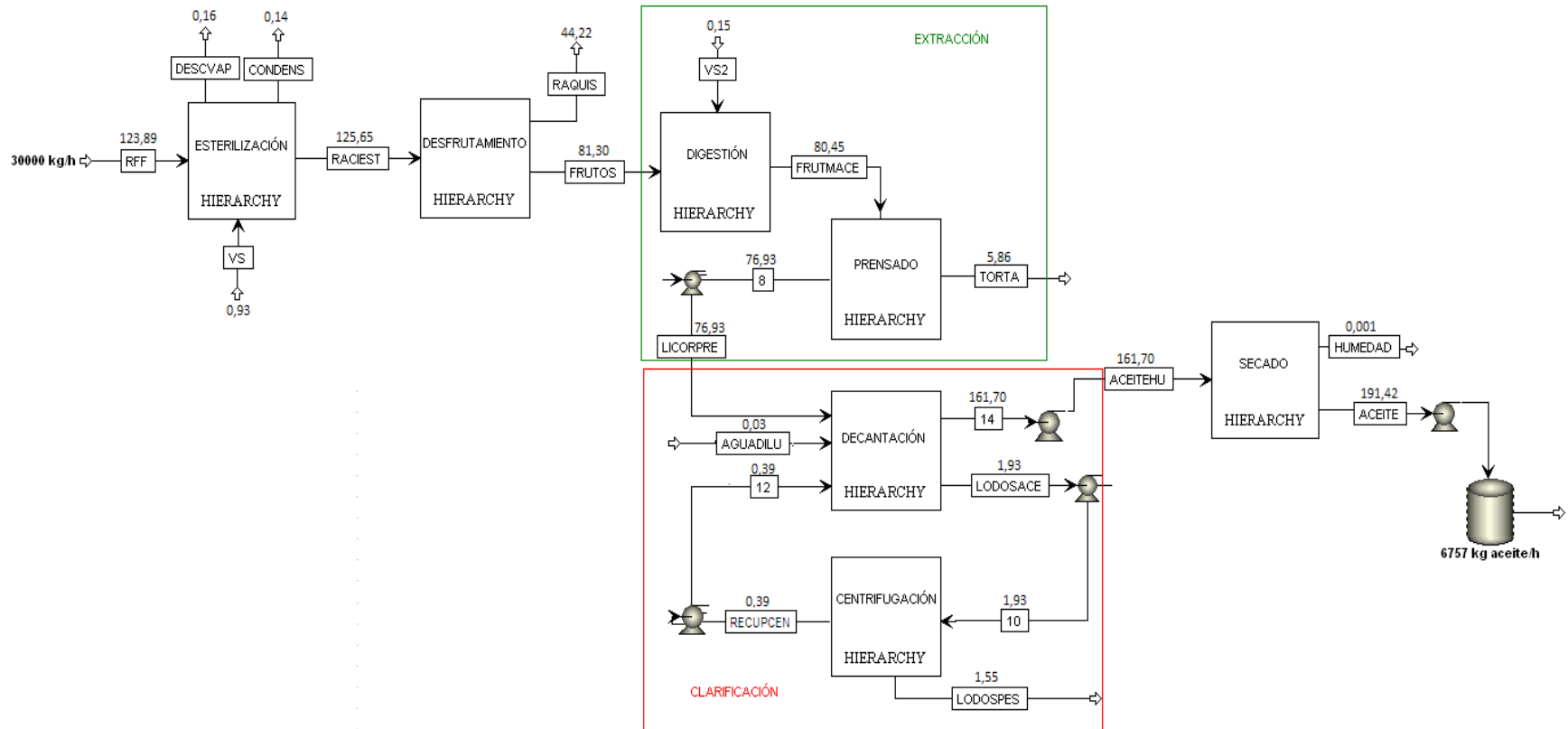
6. RESULTADOS

En el presente capítulo se tratará todo lo referente a los resultados y análisis de resultados propios de la tesis, donde se expondrán en primera instancia los resultados de cada uno de los casos de estudio, desde algunos datos propios de cada simulación (número de equipos), los resultados en cuanto a los flujos másicos obtenidos, los cálculos del análisis exergético de cada escenario para finalizar con los respectivos análisis comparativos.

6.1 INFORMACIÓN DE LAS SIMULACIONES

6.1.1. Caso No. 1. Extracción de aceite. La simulación del proceso de extracción de aceite se realizó mediante unidades de separación e intercambiadores que representaban cada etapa principal del proceso, esto con el fin de representar de la mejor manera la información y los datos suministrados durante la visita técnica a la planta. En total se tratan de 7 separadores, 7 intercambiadores y 5 bombas. Una tabla con valores propios de las corrientes simuladas se presentan en el anexo A. La figura 5 muestra una imagen de la simulación realizada.

Figura 5. Simulación del proceso de extracción de aceite de palma



Fuente: Tomado de Rocha y otros, 2011.

6.1.2. CASO DE ESTUDIO NO. 2:

La realización del proceso tradicional de producción de biodiesel con catálisis básica (NaOH) y en fase homogénea se tuvo en cuenta lo siguiente:

Una composición del aceite como la mostrada en la sección 6.1.2, (tabla 5) y donde se tuvieron en cuenta las siguientes propiedades individuales para sus compuestos hipotéticos (tabla 8).

Tabla 8. Propiedades calculadas para los triglicéridos mediante el método de contribución de grupos.

Propiedad	PLO	PLP	OOO	POO	POP	PPP
Punto Normal de Ebullición [K]	821,8	814,9	828,4	821,8	814,9	807,8
Peso Molecular	857,39	831,35	885,45	859,41	833,37	807,33
Densidad Liquida* [kg/m ³]	942,9	942,7	943,1	942,9	942,7	942,3
Tc [K]	969	962,5	974,9	968,6	962,2	955,5
Pc [kPa]	350	361	337	348	359	371
Vc [m ³ /kmol]	3,132	3,0366	3,2436	3,1481	3,0527	2,9273
Acentricidad*	0,28802	0,30547	0,26516	0,28503	0,30286	0,32146

Tc: Temperatura Crítica; **Pc:** Presión Crítica; **Vc:** Volumen Crítico

*Los valores fueron estimados por el simulador HYSYS.

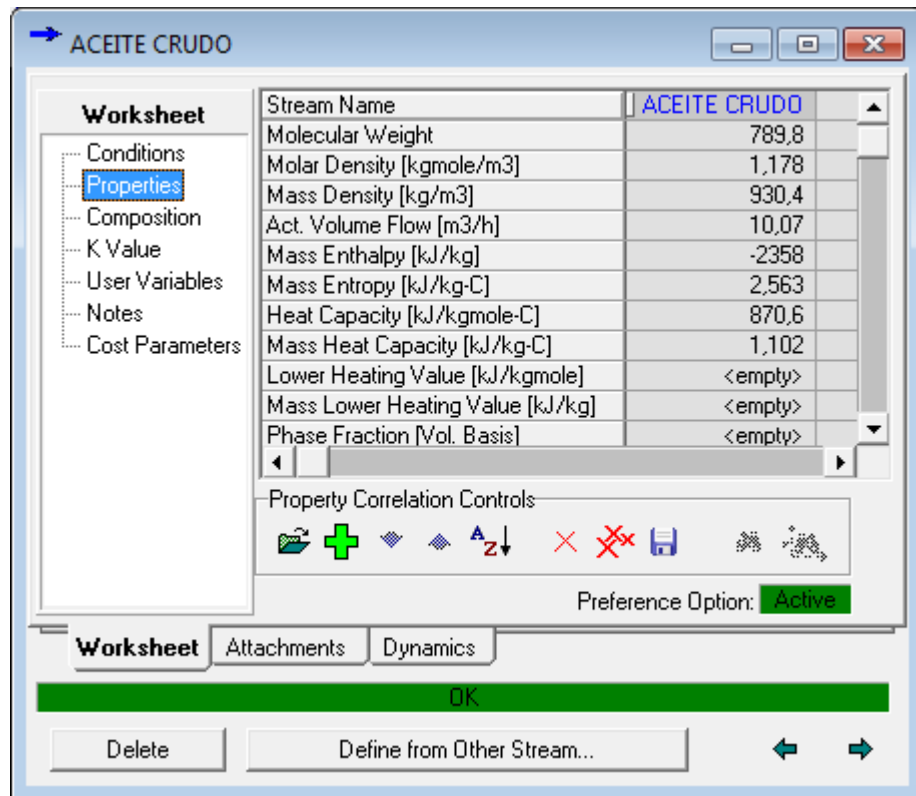
Fuente: Tomado de Sierra y otros [2011].

Finalizada la lista de componentes en simulador (y el paquete de fluidos, definido en la metodología) se procedió a iniciar la simulación y cada una de las etapas necesarias para la producción anual de 80000 Ton/año de biodiesel con las condiciones mínimas para su comercialización y uso. En total fueron necesarias 43 unidades operativas, entre las que se destacan las de mayor participación las

bombas con 13 unidades y los intercambiadores con 11, mezcladores 7, reactores y columnas con 4, y por último los separadores y válvulas con 2 unidades.

En la figura 6 se muestra las principales propiedades del aceite inicial que entra en el proceso, como su densidad, peso molecular, capacidad calorífica, etc. Con valores que se pueden considerar aceptables, porque según la ficha de seguridad para el aceite de palma, la densidad está entre 0,88 y 0,93 g/cm³.

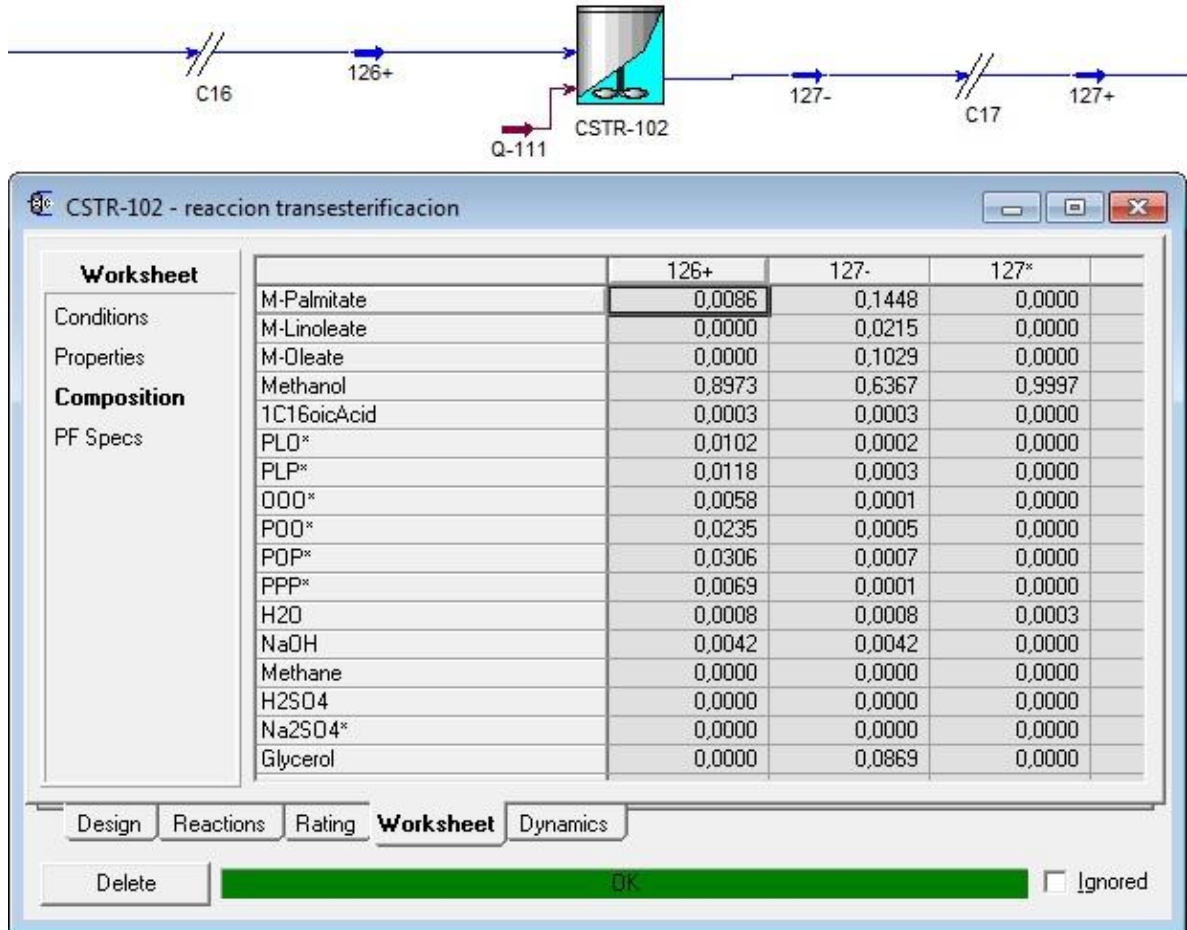
Figura 6. Propiedades del aceite de palma para el caso de estudio N° 2.



Fuente: Autor

Los resultados del reactor CSTR-102 donde se llevó a cabo la reacción de transesterificación con las condiciones mencionadas en la metodología (sección 6.1.2), como las composiciones molares de las corrientes de entrada y salida del equipo se muestran en la figura 7.

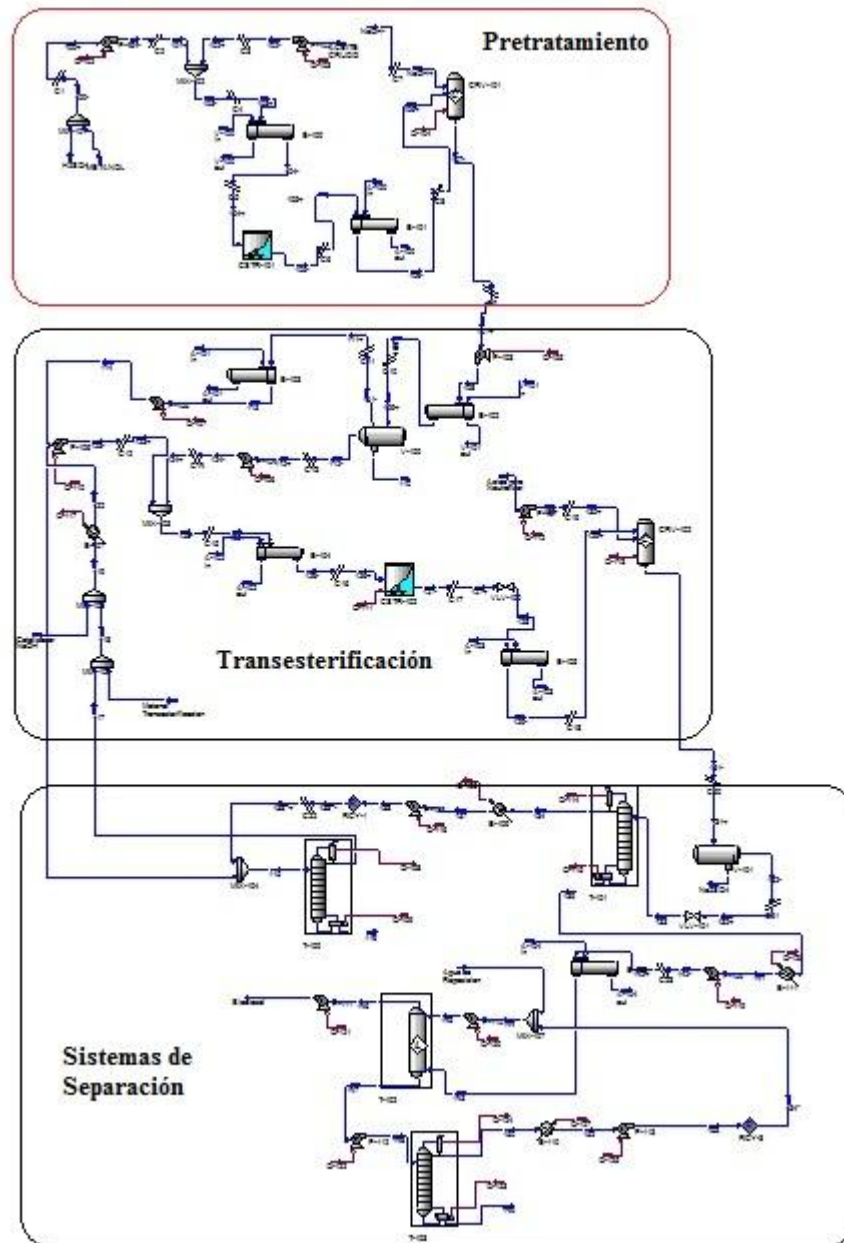
Figura 7. Worksheet del reactor CSTR-102 (Reacción de transesterificación) para el caso N° 2.



Fuente: Autor

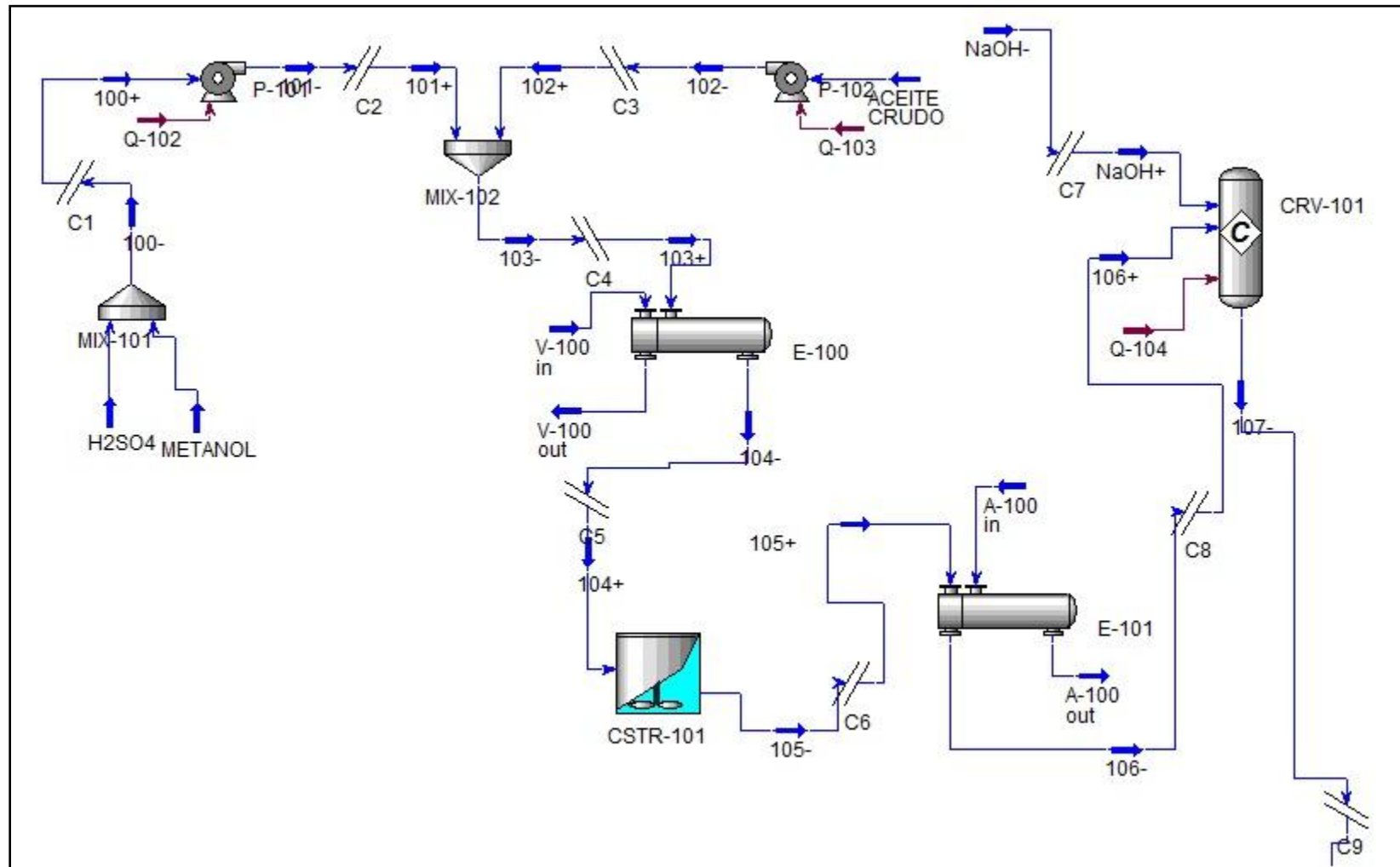
Una imagen general de la planta simulada en Hysys para este caso de estudio se muestra en la figura 8, con las respectivas etapas de pretratamiento, transesterificación y sistemas de separación. En las figuras 9, 10 y 11 se presentan con más detalle cada una de estas etapas.

Figura 8. Simulación del proceso de producción de biodiesel básico en fase homogénea – Caso 2



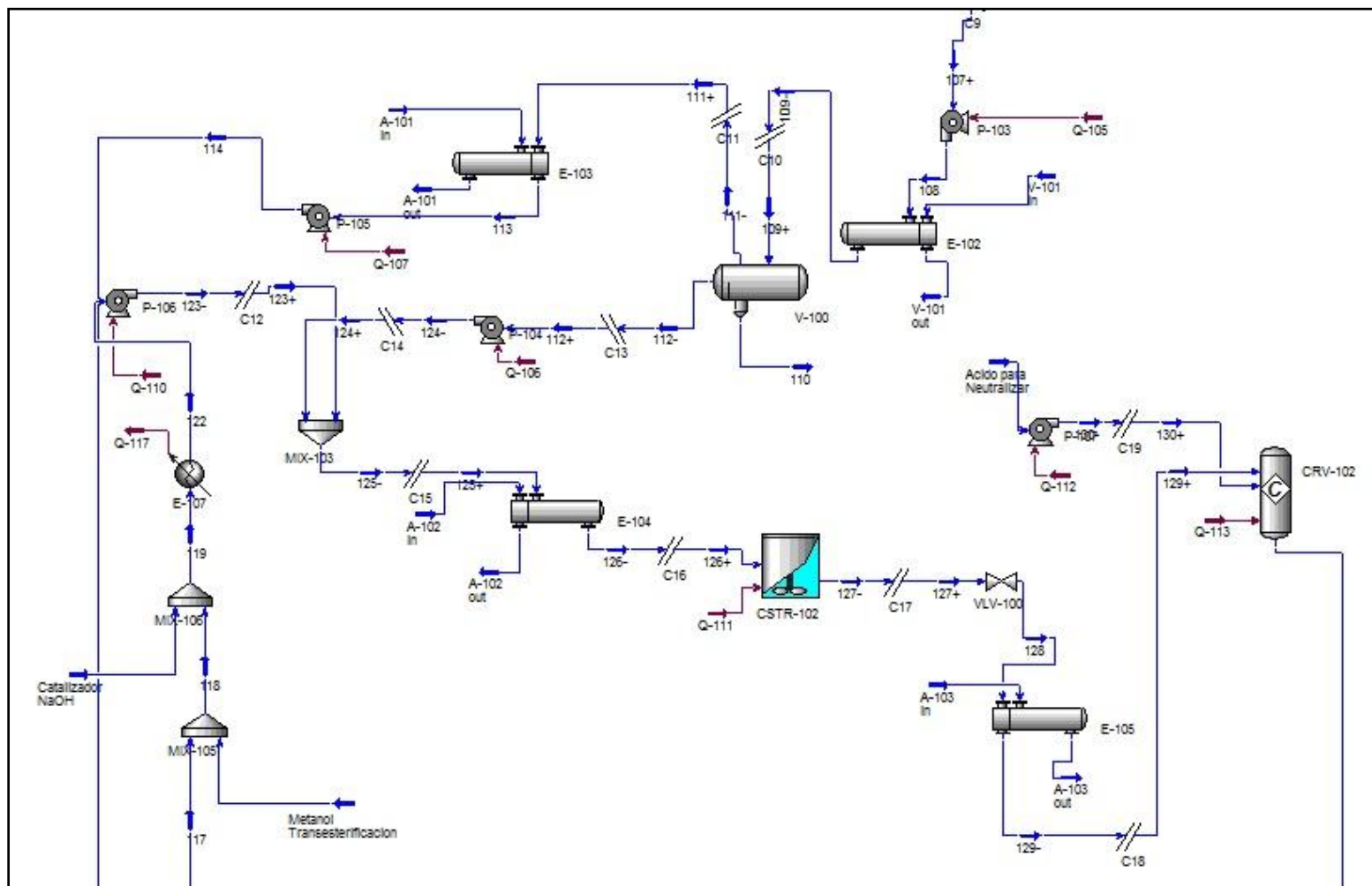
Fuente: Autor

Figura 9. Etapa de pretratamiento para el caso de estudio N° 2



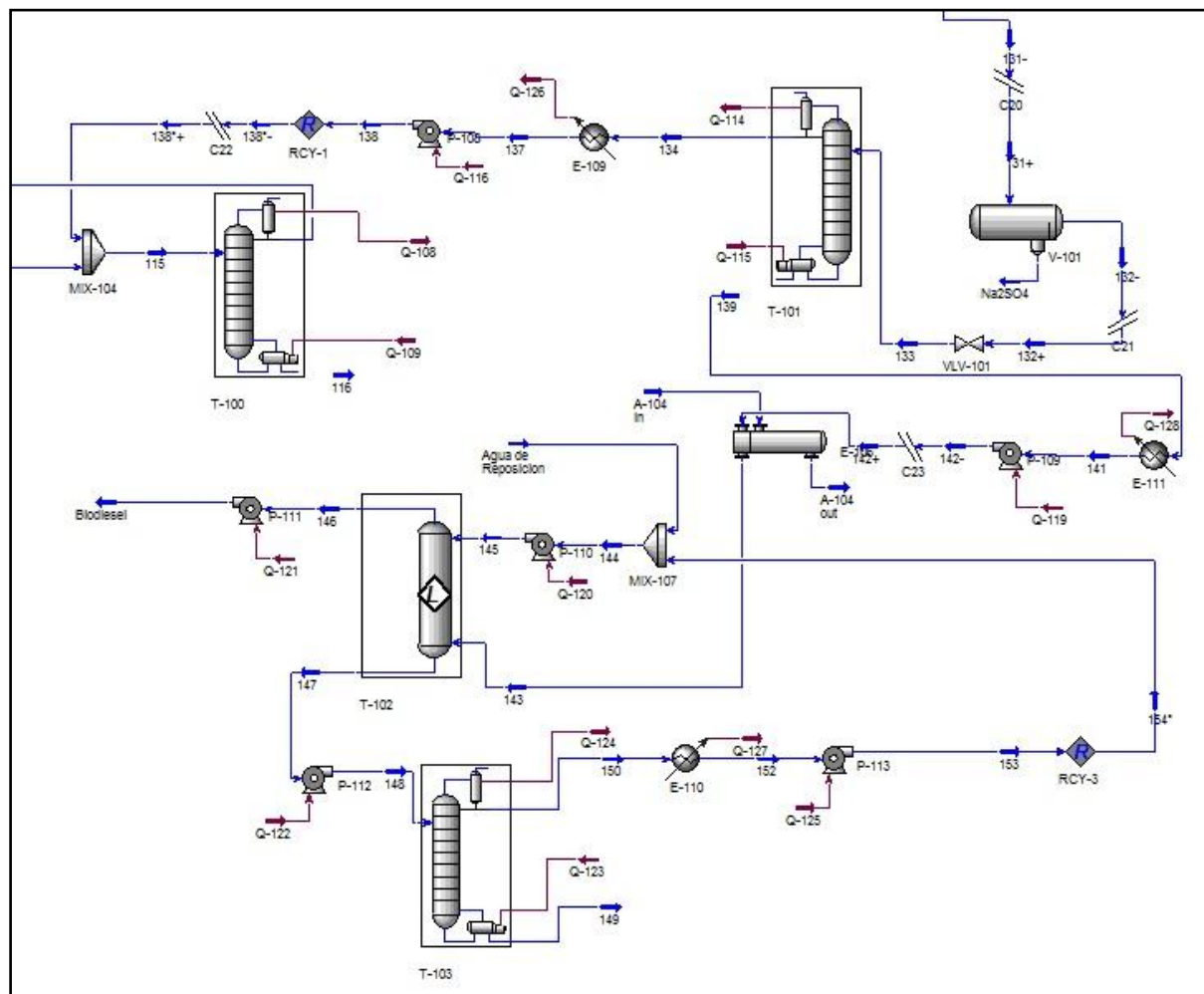
Fuente: Autor

Figura 10. Etapa de transesterificación para el caso de estudio N° 2



Fuente: Autor

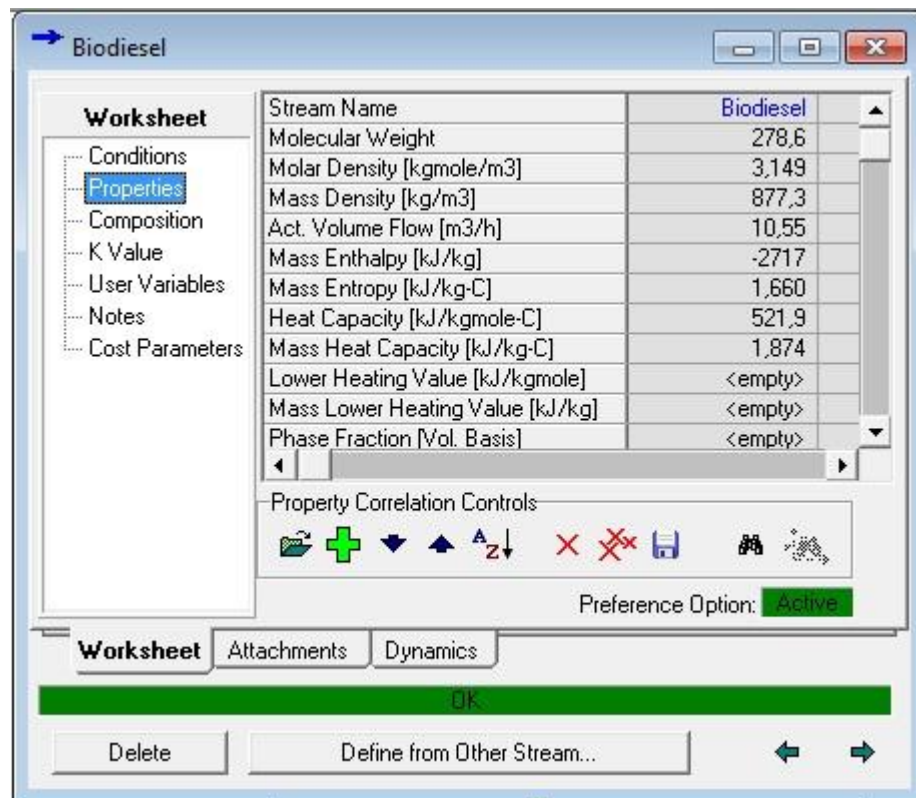
Figura 11. Etapa de transesterificación para el caso de estudio N° 2



Fuente: Autor

El biodiesel final obtenido en este proceso cumple con las condiciones mínimas requeridas por las normas internacionales como la ASTM y EN 14214, la figura 12 muestra la pestaña de propiedades que reporta el simulador para esta corriente.

Figura 12. Propiedades del biodiesel producido en este caso de estudio.



Fuente: Autor

En la tabla 9, se muestra la comparación del biodiesel obtenido en este caso con las características requeridas por las normas internacionales y sus respectivos valores mínimos para la distribución y uso de biodiesel como combustible.

Tabla 9. Especificaciones del biodiesel obtenido en la simulación.

Propiedad	Simulación caso 2	ASTM	EN- 14214
mg NaOH máx./kg B100	0,00	0,8	0,5
mg agua/kg B100	458,2	500	500
%w glicerina total	0,00	0,24	0,25
%w metanol	0,00	-	0,2
%w triglicéridos	0,21	-	0,2
densidad (15 °C) kg/m³	877,3	-	860-900
viscosidad (40 °C) mm²/s	2,39	1.9-6.0	3.5-5.00
%w min B100	99,54	-	96,5

Fuente: Tomado de Sierra y otros [2011].

Información detallada sobre las condiciones de operación obtenidas de la simulación para el análisis exergético se muestran en las tablas 10. De igual manera, las composiciones molares de cada una de las corrientes involucradas en el proceso se muestran en la tabla 11.

Tabla 10. Condiciones de operación para las corrientes – caso 2

Corriente	Flujo Molar [kmol/h]	Flujo Másico [kg/h]	Condiciones Operacionales			
			Temperatura [K]	Presión [kPa]	Entalpía Molar [kJ/kmol]	Entropía Molar [kJ/kmol-K]
100+	19,4807	687,32	298,15	101,325	-272933,7	11,536
100-	19,4807	687,32	298,15	101,325	-266888,5	46,637
101+	19,4807	687,32	298,20	335,000	-266883,0	56,619
101-	19,4807	687,32	298,20	335,000	-272920,8	11,542
102+	11,8686	9374,00	298,28	335,000	-1873485,3	1873,648
102-	11,8686	9374,00	298,28	335,000	-1862509,5	2024,442
103+	31,3493	10061,32	298,27	335,000	-904018,5	728,804
103-	31,3493	10061,32	298,27	335,000	-875128,5	750,063
104+	31,3493	10061,32	333,15	265,000	-884204,7	791,678
104-	31,3493	10061,32	333,15	265,000	-852094,6	848,663
105*	0,0000	0,00	332,63	265,000	0,0	0,000
105+	31,3493	10061,32	332,06	265,000	-864906,4	813,154
105-	31,3493	10061,32	332,06	265,000	-884199,4	802,556
106+	31,3493	10061,32	308,15	195,000	-869399,2	783,371
106-	31,3493	10061,32	308,15	195,000	-878068,2	797,965
107*	0,0000	0,00	303,15	101,325	-203914,9	176,785
107+	33,4030	10143,45	303,15	101,325	-808616,0	881,360
107-	33,4030	10143,45	303,15	101,325	-812220,0	816,610
108	33,4030	10143,45	303,18	171,325	-808585,2	881,385
109+	33,4030	10143,45	423,15	101,325	-727070,7	1071,079
109-	33,4030	10143,45	423,15	101,325	-725390,8	1113,651
110	0,9558	135,75	423,15	101,325	74244,3	3592,074
111+	20,3578	621,59	423,15	101,325	-202472,3	201,299
111-	20,3578	621,59	423,15	101,325	-202349,0	154,760
112+	12,0894	9386,10	423,15	101,325	-1667194,8	2458,049
112-	12,0894	9386,10	423,15	101,325	-1674017,9	2414,799
113	20,3578	621,59	323,15	101,325	-245467,6	74,813
114	20,3578	621,59	323,16	150,000	-245464,9	74,815
115	97,1542	3082,19	330,93	150,000	-238306,5	71,241
116	5,1691	135,97	358,15	150,000	-263475,8	63,569
117	91,9851	2946,23	332,14	70,000	-235917,8	35,009

Tabla 10. Condiciones de operación para las corrientes – caso 2 (Continuación)

Corriente	Flujo Molar [kmol/h]	Flujo Másico [kg/h]	Condiciones Operacionales			
			Temperatura [K]	Presión [kPa]	Entalpía Molar [kJ/kmol]	Entropía Molar [kJ/kmol-K]
118	108,8046	3485,16	331,96	70,000	-236862,6	32,127
119	109,1673	3499,66	331,94	70,000	-236594,1	31,577
122	109,1673	3499,66	323,15	70,000	-238548,6	25,788
123+	109,1673	3499,66	323,27	540,000	-236012,6	79,499
123-	109,1673	3499,66	323,27	540,000	-238522,2	25,797
124+	12,0894	9386,10	423,32	540,000	-1659923,4	2429,239
124-	12,0894	9386,10	423,32	540,000	-1666658,1	2458,366
125+	121,2567	12885,77	381,07	540,000	-378267,5	311,589
125-	121,2567	12885,77	381,07	540,000	-377977,7	331,681
126+	121,2567	12885,77	338,15	470,000	-388767,5	288,310
126-	121,2567	12885,77	338,15	470,000	-389004,6	281,764
127*	0,0000	0,00	338,15	470,000	-199488,9	167,610
127+	121,2565	12885,77	338,15	470,000	-417766,3	176,616
127-	121,2565	12885,77	338,15	470,000	-407423,2	213,550
128	121,2565	12885,77	339,77	285,000	-417766,3	177,671
129+	121,2565	12885,77	308,15	215,000	-426307,7	151,449
129-	121,2565	12885,77	308,15	215,000	-426307,7	151,449
130+	0,2008	19,69	298,13	190,000	-941825,5	-160,245
130-	0,2008	19,69	298,13	190,000	-941825,5	-160,245
131*	0,0000	0,00	303,15	190,000	0,0	0,000
131+	121,4573	12905,46	303,15	190,000	-427378,4	152,764
131-	121,4573	12905,46	303,15	190,000	-427378,4	152,764
132*	0,0000	0,00	303,15	190,000	0,0	0,000
132+	120,8572	12869,74	303,15	190,000	-428565,4	147,857
132-	120,8572	12869,74	303,15	190,000	-428565,4	147,857
133	120,8572	12869,74	303,17	101,325	-428565,4	147,884
134	76,7739	2459,88	341,75	101,325	-234791,9	38,098
137	76,7739	2459,88	333,15	101,325	-237544,4	29,965
138	76,7739	2459,88	333,16	150,000	-237541,6	29,966
138°+	76,7964	2460,60	333,16	150,000	-236408,9	69,788
138°-	76,7964	2460,60	333,16	150,000	-237541,6	29,966

Tabla 10. Condiciones de operación para las corrientes – caso 2(Continuación)

Corriente	Flujo Molar [kmol/h]	Flujo Másico [kg/h]	Condiciones Operacionales			
			Temperatura [K]	Presión [kPa]	Entalpia Molar [kJ/kmol]	Entropía Molar [kJ/kmol-K]
139	44,0833	10409,86	550,11	170,000	-583069,5	778,339
141	44,0833	10409,86	483,15	170,000	-622082,6	703,009
142+	44,0833	10409,86	483,16	190,000	-644471,1	632,157
142-	44,0833	10409,86	483,16	190,000	-622076,5	703,012
143	44,0833	10409,86	308,15	120,000	-744994,3	376,597
144	2871,8841	52049,32	293,16	101,325	-284950,6	5,343
145	2871,8841	52049,32	293,16	120,000	-284950,1	5,344
146	33,2418	9259,95	293,17	110,000	-756824,7	462,224
147	2882,7256	53199,23	294,53	120,000	-286490,7	5,772
148	2882,7256	53199,23	294,54	202,650	-286488,6	5,774
149	13,5533	1196,80	445,05	30,000	-590016,4	143,589
150	2869,1723	52002,44	316,00	15,000	-282444,4	13,534
152	2869,1723	52002,44	293,15	15,000	-284950,6	5,341
153	2869,1723	52002,44	293,16	101,325	-284948,5	5,343
154°	2869,5233	52006,79	293,16	101,325	-284950,6	5,343
A-100 in	361,3140	6509,11	298,15	101,325	-284902,9	6,559
A-100 out	361,3140	6509,11	313,15	51,325	-283761,0	10,292
A-101 in	383,3346	6905,81	298,15	101,325	-284902,9	6,559
A-101 out	383,3346	6905,81	328,15	81,325	-282619,4	13,850
A-102 in	683,9740	12321,86	298,15	101,325	-284902,9	6,559
A-102 out	683,9740	12321,86	323,15	81,325	-282999,4	12,683
A-103 in	680,1949	12253,78	298,15	101,325	-284902,9	6,559
A-103 out	680,1949	12253,78	318,15	51,325	-283380,3	11,498
A-104 in	1664,0863	29978,68	298,15	101,325	-284902,9	6,559
A-104 out	1664,0863	29978,68	333,15	81,325	-282240,0	14,998
ACEITE CRUDO	11,8686	9374,00	298,15	101,325	-1862774,0	2024,220
Acido para Neutralizar	0,2008	19,69	298,15	101,325	-941831,8	-160,254
Agua de Reposición	2,3608	42,53	298,15	101,325	-284902,9	6,559
Biodiesel	33,2418	9259,95	293,19	202,650	-756785,4	462,280
Catalizador NaOH	0,3627	14,51	298,15	101,325	-156053,7	-134,624
H2SO4	0,9558	93,74	298,15	101,325	-799036,2	12,484

Tabla 10. Condiciones de operación para las corrientes – caso 2(Continuación)

Corriente	Flujo Molar [kmol/h]	Flujo Másico [kg/h]	Condiciones Operacionales			
			Temperatura [K]	Presión [kPa]	Entalpía Molar [kJ/kmol]	Entropía Molar [kJ/kmol-K]
METANOL	18,5250	593,58	298,15	101,325	-239433,6	46,688
Metanol Transesterificación	16,8195	538,93	298,15	101,325	-242030,2	15,727
Na2SO4	0,6001	35,72	303,15	190,000	-188319,5	1140,912
NaOH+	2,0537	82,14	298,15	101,325	-83417,3	-105,764
NaOH-	2,0537	82,14	298,15	101,325	-156053,7	-134,624
V-100 in	158,4896	2855,21	723,15	1115,000	-226035,7	136,514
V-100 out	158,4896	2855,21	463,15	1065,000	-236306,2	119,003
V-101 in	284,2476	5120,75	723,15	1115,000	-226035,7	136,514
V-101 out	284,2476	5120,75	473,15	1065,000	-235812,9	119,952

Fuente: Autor

Tabla 11. Composiciones molares de las corrientes – Caso 2

Corriente	Porcentaje Molar															
	M-Palmitato	M-Linoleato	M-Oleato	Metanol	Acido Palmítico	PLO	PLP	OOO	POO	POP	PPP	H2O	NaOH	H2SO4	Na2SO4	Glicerina
100+	0,00	0,00	0,00	95,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,91	0,00	0,00
100-	0,00	0,00	0,00	95,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,91	0,00	0,00
101+	0,00	0,00	0,00	95,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,91	0,00	0,00
101-	0,00	0,00	0,00	95,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,91	0,00	0,00
102+	0,00	0,00	0,00	0,00	9,24	10,4	12,0	5,89	24,08	31,2	7,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
102-	0,00	0,00	0,00	0,00	9,24	10,4	12,0	5,89	24,08	31,2	7,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
103+	0,00	0,00	0,00	59,09	3,50	3,94	4,57	2,23	9,12	11,8	2,67	0,00	0,00	3,05	0,00	0,00
103-	0,00	0,00	0,00	59,09	3,50	3,94	4,57	2,23	9,12	11,8	2,67	0,00	0,00	3,05	0,00	0,00
104+	0,00	0,00	0,00	59,09	3,50	3,94	4,57	2,23	9,12	11,8	2,67	0,00	0,00	3,05	0,00	0,00
104-	0,00	0,00	0,00	59,09	3,50	3,94	4,57	2,23	9,12	11,8	2,67	0,00	0,00	3,05	0,00	0,00
105*	0,00	0,00	0,00	97,62	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,38	0,00	0,00	0,00	0,00
105+	3,39	0,00	0,00	55,70	0,11	3,94	4,57	2,23	9,12	11,8	2,67	3,39	0,00	3,05	0,00	0,00
105-	3,39	0,00	0,00	55,70	0,11	3,94	4,57	2,23	9,12	11,8	2,67	3,39	0,00	3,05	0,00	0,00
106+	3,39	0,00	0,00	55,70	0,11	3,94	4,57	2,23	9,12	11,8	2,67	3,39	0,00	3,05	0,00	0,00
106-	3,39	0,00	0,00	55,70	0,11	3,94	4,57	2,23	9,12	11,8	2,67	3,39	0,00	3,05	0,00	0,00
107*	0,00	0,00	0,00	94,60	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	0,01	0,00	5,36	0,00	0,00	0,00	0,00
107+	3,18	0,00	0,00	52,28	0,10	3,70	4,29	2,09	8,56	11,1	2,50	8,90	0,43	0,00	2,86	0,00
107-	3,18	0,00	0,00	52,28	0,10	3,70	4,29	2,09	8,56	11,1	2,50	8,90	0,43	0,00	2,86	0,00
108	3,18	0,00	0,00	52,28	0,10	3,70	4,29	2,09	8,56	11,1	2,50	8,90	0,43	0,00	2,86	0,00
109+	3,18	0,00	0,00	52,28	0,10	3,70	4,29	2,09	8,56	11,1	2,50	8,90	0,43	0,00	2,86	0,00
109-	3,18	0,00	0,00	52,28	0,10	3,70	4,29	2,09	8,56	11,1	2,50	8,90	0,43	0,00	2,86	0,00
110	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100,00	0,00
111+	0,07	0,00	0,00	85,35	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	0,02	0,00	14,5	0,00	0,00	0,00	0,00
111-	0,07	0,00	0,00	85,35	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	0,02	0,00	14,5	0,00	0,00	0,00	0,00
112+	8,67	0,00	0,00	0,72	0,28	10,2	11,8	5,77	23,62	30,6	6,91	0,13	1,17	0,00	0,00	0,00
112-	8,67	0,00	0,00	0,72	0,28	10,2	11,8	5,77	23,62	30,6	6,91	0,13	1,17	0,00	0,00	0,00
113	0,07	0,00	0,00	85,35	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	0,02	0,00	14,5	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabla 11. Composiciones molares de las corrientes – Caso 2 (Continuación)

Corriente	Porcentaje Molar															
	M-Palmitato	M-Linoleato	M-Oleato	Metanol	Acido Palmítico	PLO	PLP	OOO	POO	POP	PPP	H2O	NaOH	H2SO4	Na2SO4	Glicerina
114	0,07	0,00	0,00	85,35	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	0,02	0,00	14,5	0,00	0,00	0,00	0,00
115	0,01	0,00	0,00	96,92	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,05	0,00	0,00	0,00	0,00
116	0,28	0,00	0,00	43,74	0,01	0,02	0,02	0,01	0,05	0,06	0,01	55,8	0,00	0,00	0,00	0,00
117	0,00	0,00	0,00	99,91	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,09	0,00	0,00	0,00	0,00
118	0,00	0,00	0,00	99,92	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00
119	0,00	0,00	0,00	99,59	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,33	0,00	0,00	0,00
122	0,00	0,00	0,00	99,59	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,33	0,00	0,00	0,00
123+	0,00	0,00	0,00	99,59	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,33	0,00	0,00	0,00
123-	0,00	0,00	0,00	99,59	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,33	0,00	0,00	0,00
124+	8,67	0,00	0,00	0,72	0,28	10,21	11,84	5,77	23,62	30,68	6,91	0,13	1,17	0,00	0,00	0,00
124-	8,67	0,00	0,00	0,72	0,28	10,21	11,84	5,77	23,62	30,68	6,91	0,13	1,17	0,00	0,00	0,00
125+	0,86	0,00	0,00	89,73	0,03	1,02	1,18	0,58	2,35	3,06	0,69	0,08	0,42	0,00	0,00	0,00
125-	0,86	0,00	0,00	89,73	0,03	1,02	1,18	0,58	2,35	3,06	0,69	0,08	0,42	0,00	0,00	0,00
126+	0,86	0,00	0,00	89,73	0,03	1,02	1,18	0,58	2,35	3,06	0,69	0,08	0,42	0,00	0,00	0,00
126-	0,86	0,00	0,00	89,73	0,03	1,02	1,18	0,58	2,35	3,06	0,69	0,08	0,42	0,00	0,00	0,00
127*	0,00	0,00	0,00	99,97	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00
127+	14,49	2,15	10,29	63,67	0,03	0,02	0,03	0,01	0,05	0,07	0,01	0,08	0,42	0,00	0,00	8,69
127-	14,49	2,15	10,29	63,67	0,03	0,02	0,03	0,01	0,05	0,07	0,01	0,08	0,42	0,00	0,00	8,69
128	14,49	2,15	10,29	63,67	0,03	0,02	0,03	0,01	0,05	0,07	0,01	0,08	0,42	0,00	0,00	8,69
129+	14,49	2,15	10,29	63,67	0,03	0,02	0,03	0,01	0,05	0,07	0,01	0,08	0,42	0,00	0,00	8,69
129-	14,49	2,15	10,29	63,67	0,03	0,02	0,03	0,01	0,05	0,07	0,01	0,08	0,42	0,00	0,00	8,69
130+	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100,00	0,00	0,00
130-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100,00	0,00	0,00
131*	0,00	0,00	0,00	99,89	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,11	0,00	0,00	0,00	0,00
131+	14,46	2,15	10,27	63,57	0,03	0,02	0,03	0,01	0,05	0,07	0,01	0,41	0,08	0,00	0,17	8,67

Tabla 11. Composiciones molares de las corrientes – Caso 2 (Continuación)

Corriente	Porcentaje Molar															
	M-Palmitato	M-Linoleato	M-Oleato	Metanol	Acido Palmítico	PLO	PLP	OOO	POO	POP	PPP	H2O	NaOH	H2SO4	Na2SO4	Glicerina
131-	14,46	2,15	10,27	63,57	0,03	0,02	0,03	0,01	0,05	0,07	0,01	0,41	0,08	0,00	0,17	8,67
132*	0,00	0,01	0,00	85,03	0,00	0,57	0,25	0,89	1,51	0,72	0,05	10,9	0,00	0,00	0,00	0,00
132+	14,53	2,16	10,32	63,88	0,03	0,02	0,03	0,01	0,05	0,07	0,01	0,08	0,09	0,00	0,00	8,72
132-	14,53	2,16	10,32	63,88	0,03	0,02	0,03	0,01	0,05	0,07	0,01	0,08	0,09	0,00	0,00	8,72
133	14,53	2,16	10,32	63,88	0,03	0,02	0,03	0,01	0,05	0,07	0,01	0,08	0,09	0,00	0,00	8,72
134	0,00	0,00	0,00	99,99	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
137	0,00	0,00	0,00	99,99	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
138	0,00	0,00	0,00	99,99	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
138°+	0,00	0,00	0,00	99,99	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
138°-	0,00	0,00	0,00	99,99	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
139	39,85	5,91	28,31	1,00	0,08	0,06	0,07	0,03	0,14	0,18	0,03	0,21	0,23	0,00	0,00	23,90
141	39,85	5,91	28,31	1,00	0,08	0,06	0,07	0,03	0,14	0,18	0,03	0,21	0,23	0,00	0,00	23,90
142+	39,85	5,91	28,31	1,00	0,08	0,06	0,07	0,03	0,14	0,18	0,03	0,21	0,23	0,00	0,00	23,90
142-	39,85	5,91	28,31	1,00	0,08	0,06	0,07	0,03	0,14	0,18	0,03	0,21	0,23	0,00	0,00	23,90
143	39,85	5,91	28,31	1,00	0,08	0,06	0,07	0,03	0,14	0,18	0,03	0,21	0,23	0,00	0,00	23,90
144	0,00	0,00	0,00	0,77	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,2	0,00	0,00	0,00	0,00
145	0,00	0,00	0,00	0,77	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,2	0,00	0,00	0,00	0,00
146	52,84	7,84	37,54	0,90	0,10	0,00	0,00	0,03	0,00	0,00	0,04	0,71	0,00	0,00	0,00	0,00
147	0,00	0,00	0,00	0,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,8	0,00	0,00	0,00	0,37
148	0,00	0,00	0,00	0,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,8	0,00	0,00	0,00	0,37
149	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,20	0,23	0,02	0,46	0,60	0,02	20,0	0,76	0,00	0,00	77,72
150	0,00	0,00	0,00	0,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,2	0,00	0,00	0,00	0,00
152	0,00	0,00	0,00	0,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,2	0,00	0,00	0,00	0,00
153	0,00	0,00	0,00	0,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,2	0,00	0,00	0,00	0,00
154°	0,00	0,00	0,00	0,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,2	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabla 11. Composiciones molares de las corrientes – Caso 2 (Continuación)

Corriente	Porcentaje Molar															
	M-Palmitato	M-Linoleato	M-Oleato	Metanol	Acido Palmítico	PLO	PLP	OOO	POO	POP	PPP	H2O	NaOH	H2SO4	Na2SO4	Glicerina
A-100 in	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
A-100 out	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
A-101 in	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
A-101 out	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
A-102 in	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
A-102 out	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
A-103 in	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
A-103 out	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
A-104 in	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
A-104 out	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
ACEITE CRUDO	0,00	0,00	0,00	0,00	9,24	10,41	12,1	5,89	24,0	31,2	7,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acido para Neutralizar	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00
Agua de Reposición	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
Biodiesel	52,84	7,84	37,54	0,90	0,10	0,00	0,00	0,03	0,00	0,00	0,04	0,71	0,00	0,00	0,00	0,00
Catalizador NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100,00	0,00	0,00	0,00
H2SO4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00
METANOL	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metanol Transesterificación	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na2SO4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	66,5	0,00	0,00	33,4	0,00
NaOH+	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00
NaOH-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00
V-100 in	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
V-100 out	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
V-101 in	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00
V-101 out	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100	0,00	0,00	0,00	0,00

Fuente: Autor

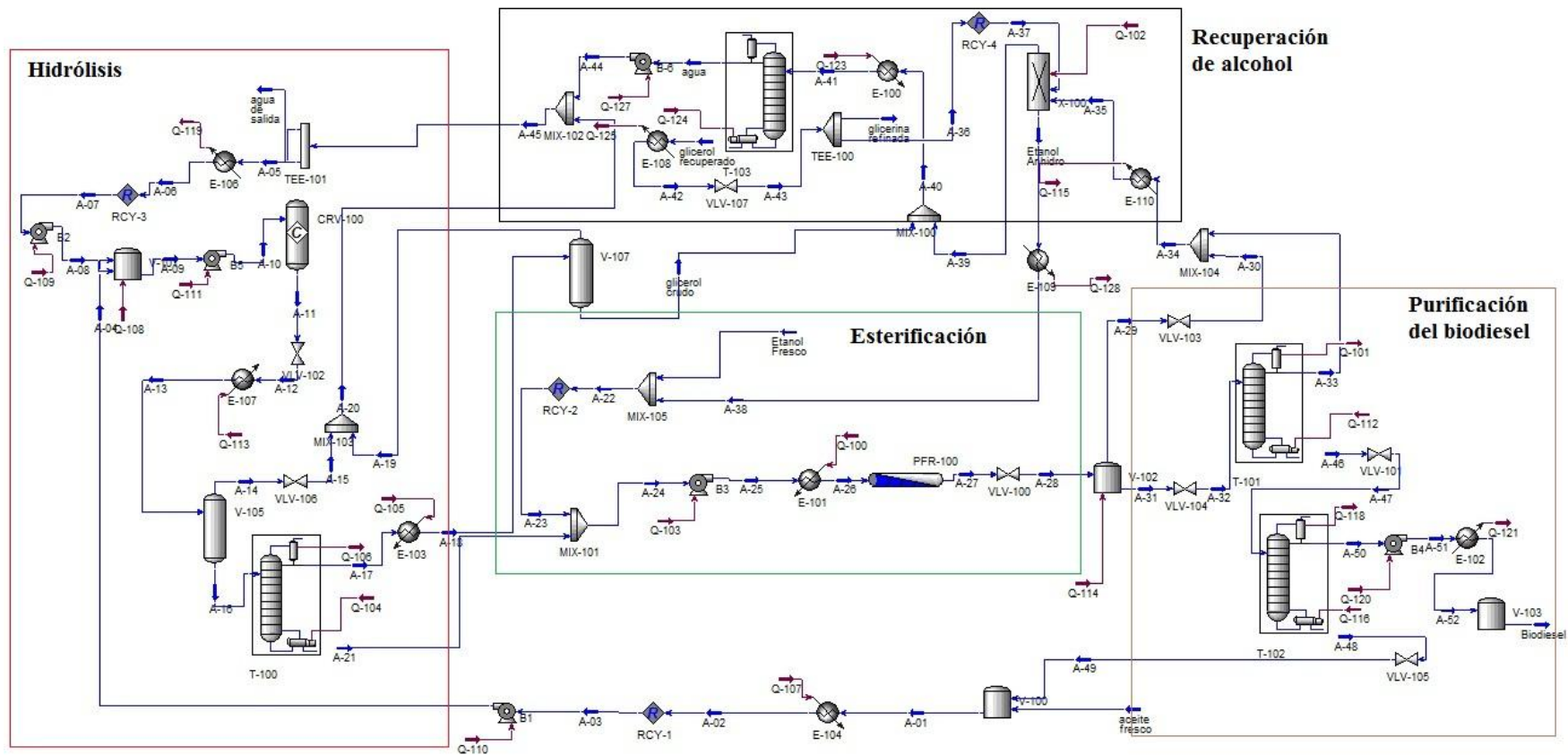
De manera general, el proceso de producción de biodiesel a partir de aceite de palma y con tecnología tradicional logra producir 9260 kg/h de producto principal y 1197 kg/h de glicerina con una pureza de 81% en peso.

6.1.3. CASO DE ESTUDIO NO. 3:

Durante esta simulación fueron necesarias 43 unidades operativas, entre las que se destacan los intercambiadores y mezcladores con 10 unidades (mayor participación), 8 válvulas, 6 bombas, 5 columnas y los divisores, separadores y reactores con 2 unidades operativas. Información sobre los flujos y composiciones de algunas corrientes se muestran en el anexo C al igual que una descripción más detallada de la simulación realizada.

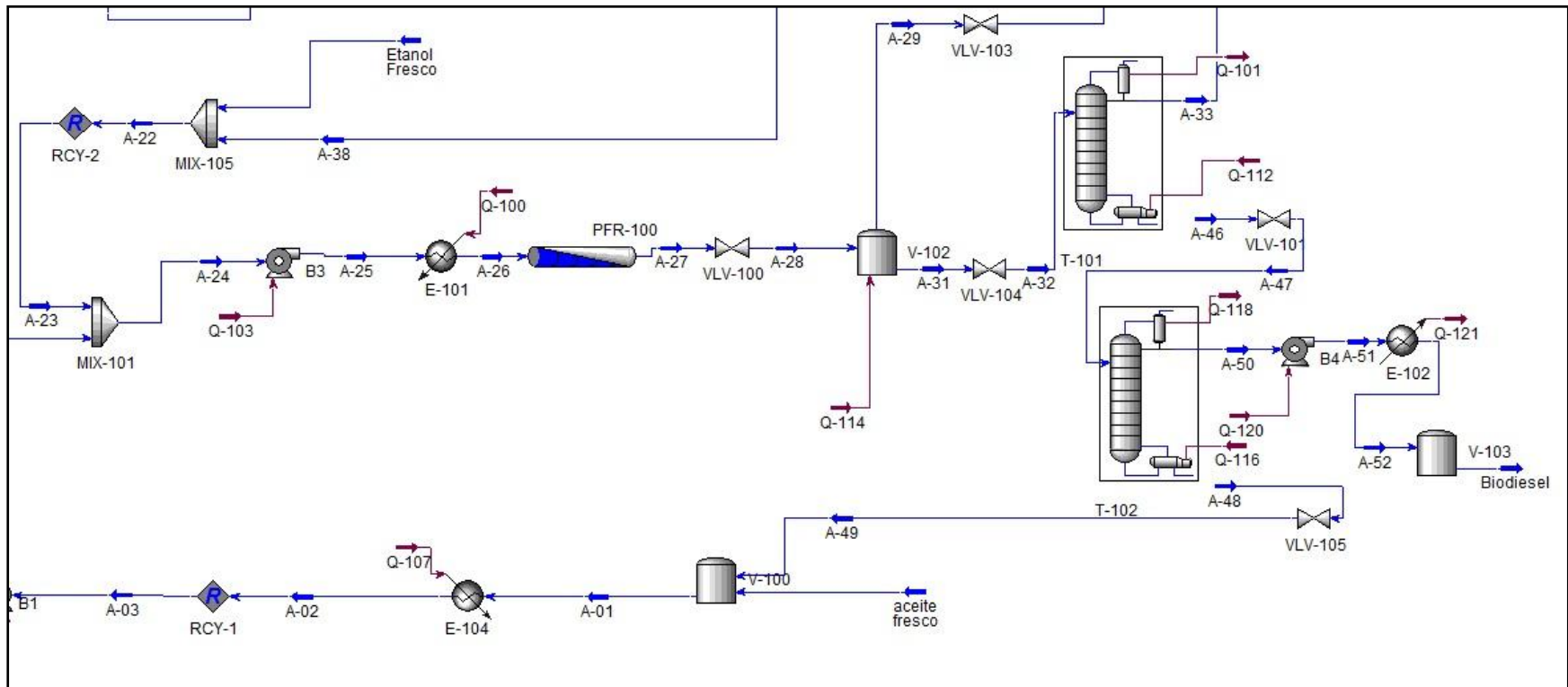
Una imagen de la simulación se muestra en la figura 13 con las etapas de hidrólisis, esterificación, recuperación de alcohol y purificación de biodiesel. En las figuras 14, 15 y 16 se presentan con más detalle cada una de estas etapas.

Figura 13. Simulación del proceso de producción de biodiesel ácido en fase heterogénea – Caso 3



Fuente: Autor

Figura 15. Etapa de esterificación y purificación de biodiesel para el caso de estudio N° 3

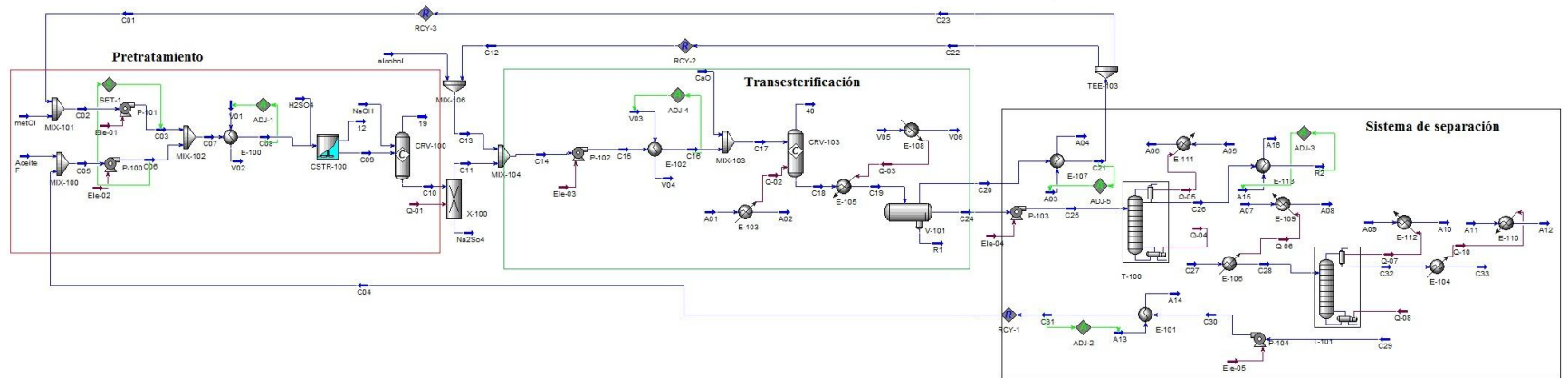


Fuente: Autor

6.1.4. CASO DE ESTUDIO NO. 4:

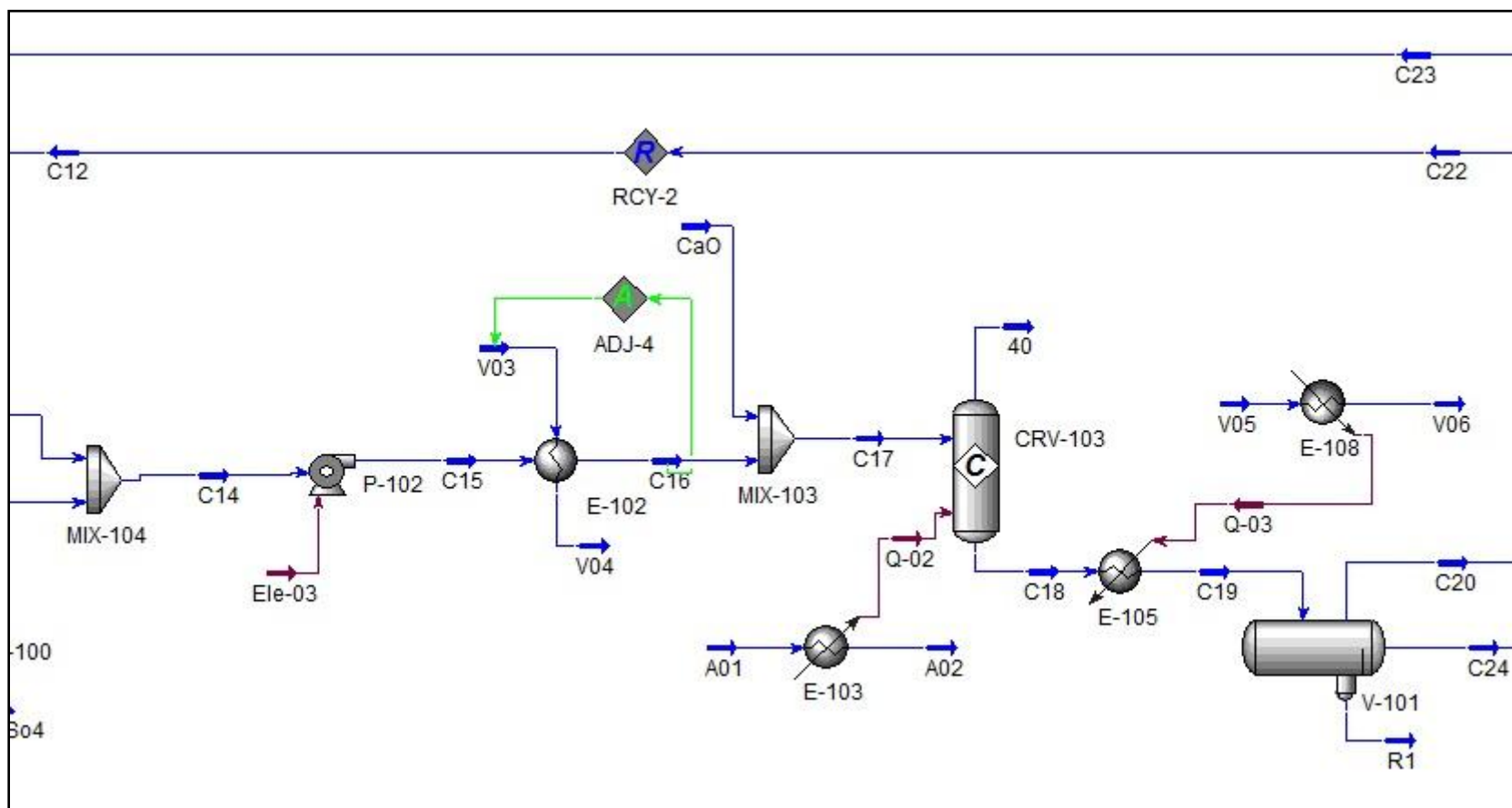
Para este caso fueron necesarias 34 unidades operativas, con 13 intercambiadores, 6 mezcladores, 5 bombas, y los reactores, divisores y columnas de 3 equipos cada uno, y por último se tiene un separador. Información sobre los flujos y composiciones de algunas corrientes se muestran en el anexo D al igual que una descripción más detallada de la simulación realizada. Una imagen de la simulación se muestra en la figura 17 con las etapas de pretratamiento, transesterificación y purificación de biodiesel. En las figuras 18, 19 y 20 se presentan con más detalle cada una de estas etapas.

Figura 17. Simulación del proceso de producción de biodiesel básica en fase heterogénea – Caso 4



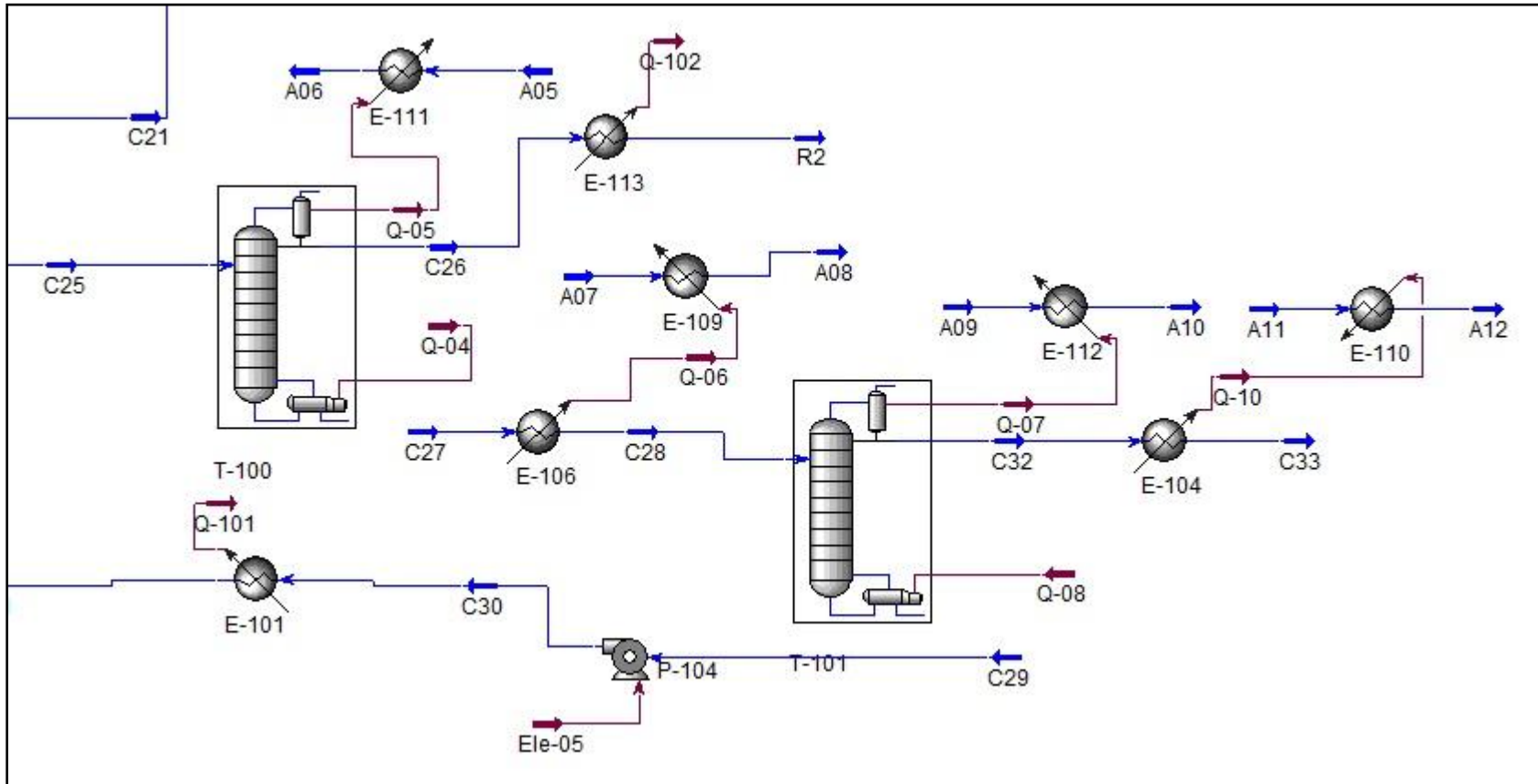
Fuente: Autor

Figura 19. Etapa de transesterificación para el caso de estudio N° 4



Fuente: Autor

Figura 20. Etapa de purificación del biodiesel para el caso de estudio N° 4

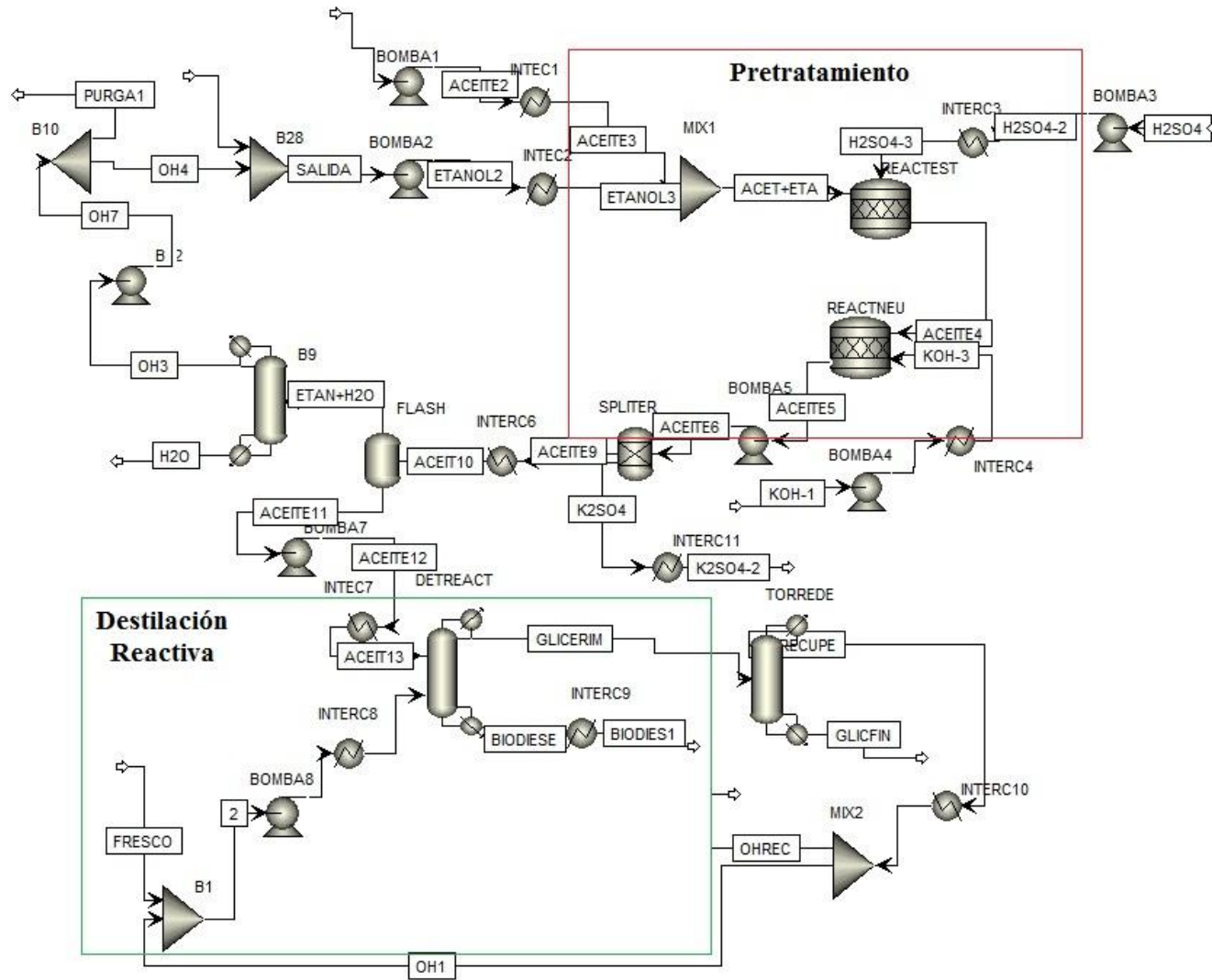


Fuente: Autor

6.1.5. CASO DE ESTUDIO NO. 5:

En la realización de esta simulación se usaron un total de 24 unidades operativas, entre las que se destacan las de mayor participación los intercambiadores con 10 unidades y seguida por las bombas con 8, después van los reactores y columnas con 2 cada uno, y con un equipo está el separador de fases y la torre de destilación reactiva. Información sobre los flujos y composiciones de algunas corrientes se muestran en el anexo E al igual que una descripción más detallada de la simulación realizada. Una imagen de la simulación de muestra en la figura 21.

Figura 21. Simulación del proceso de producción de biodiesel básico homogéneo por destilación reactiva – Caso 5



Fuente: Tomado de Balaguera [2012].

6.2 BALANCES DE MASA GLOBALES

En esta parte de los resultados se presentaran los flujos de masa que se usaron como materia prima y aquellos que se obtuvieron como productos principales para cado uno de los casos estudiados, empezando con la extracción del aceite donde se usó 30000 kg/h de racimo de fruto fresco (RFF) y se extrajeron 6757 kg/h de aceite de palma, esto indica una relación producto/alimento de 0,2252.

Para el segundo caso de estudio (producción de biodiesel – tecnología tradicional) fue necesario de 9374 kg/h de aceite crudo de palma y 1133 kg/h de metanol para producir 9260 kg/h de biodiesel y 1197 kg/h de glicerina con una pureza del 81%, esto daría una relación de Biodiesel/Aceite de 0,9878.

El caso de producción de biodiesel con catálisis acida (en fase heterogénea) presento los siguientes resultados máscicos, 8805 kg/h de aceite de palma y 1470 kg/h de etanol y se produjeron 9260 kg/h de biodiesel y 1016 kg/h de glicerina (93% de pureza), lo que representa 1,0516 en cuanto a la relación producto alimento.

La segunda alternativa tecnológica seleccionada (catálisis básica en fase heterogénea) requirió de 10025 kg/h de aceite de palma, 1643 kg/h de alcohol para obtener 9198 kg/h del producto principal y 2523 kg/h de co-producto (55% en masa), esto es una relación máscica de 0,9175.

Por último tenemos la producción de biodiesel mediante la destilación reactiva que obtuvo 9107 kg/h de biodiesel y 978 kg/h de glicerina (pureza de 89%) a partir de 10456 kg/h y 2120 kg/h de aceite crudo de palma y alcohol respectivamente (relación de 0,8710).

ANÁLISIS

Con base en lo anteriormente expuesto y la tabla 12, donde se resumen estos resultados se puede analizar que desde el punto de vista másico, la tecnología ácida-heterogénea (caso 3) para la producción de biodiesel es la mejor con relación másica biodiesel/aceite, seguida por los casos tradicional (caso 2), básica heterogénea (caso 4) y por último la destilación reactiva (caso 5), con diferencias no mayores al 19% que pueden corresponder a 1500 kg/h menos del alimento principal (aceite de palma); pero analizando la relación biodiesel-alcohol el caso 3 estaría en el segundo mejor escenario.

Tabla 12. Relación producto alimento para los diferentes casos de estudio

Relación	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5
Biodiesel/Aceite	-	0,9878	1,0516	0,9175	0,8710
Biodiesel/Alcohol	-	0,1224	0,1587	0,1786	0,2328

Fuente: Autor

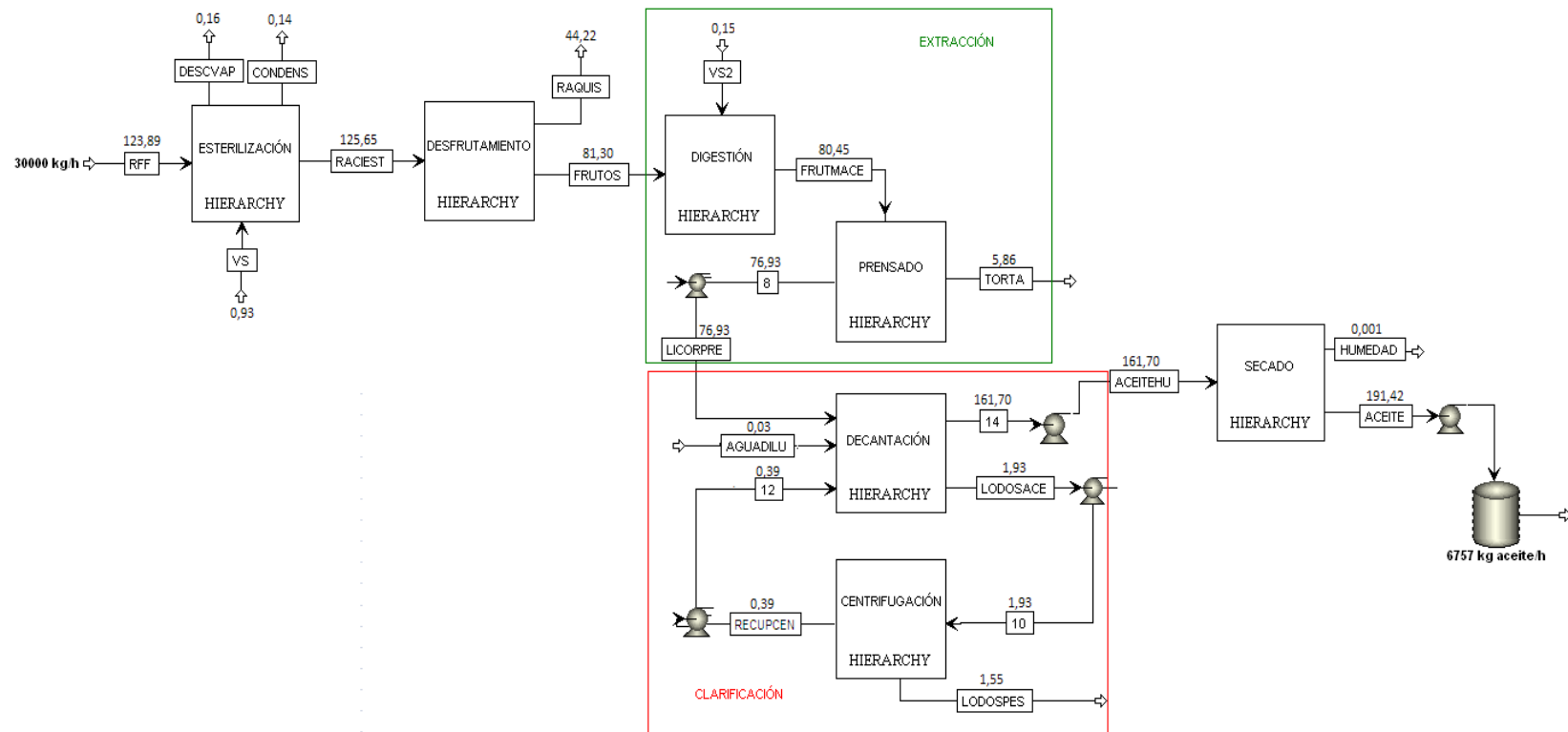
6.3 ANÁLISIS EXERGÉTICO

A continuación se presentaran los resultados más importantes desde el punto de vista exergético obtenidos durante el desarrollo del trabajo de investigación. Para esta parte de los resultados se dividió en dos análisis diferentes, uno realizado sobre el proceso de extracción de aceite donde se evaluó etapa a etapa y se realizaron algunas observaciones de posibles mejoras al proceso. Para el segundo análisis (procesos de producción de biodiesel) se presentan los resultados exergéticos de cada escenario y se calcularon algunos parámetros para su posterior análisis comparativo y selección de la mejor tecnología desde el punto de vista exergético.

6.3.1 EVALUACIÓN EXERGÉTICA DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE DE PALMA (CASO 1)

Finalizado el proceso de simulación y conocidas las condiciones de operación de cada corriente se obtuvieron los valores de las entalpías y entropías correspondientes, las cuales sirvieron como base para calcular las exergías asociadas a flujos de materia para cada etapa del proceso; estas se encuentran reportadas junto con el esquema de la simulación en la figura 23 (las exergía están sobre cada una de las corrientes del proceso). Allí podemos observar que durante el proceso de extracción, el potencial para generar trabajo útil (exergía) del producto principal (aceite) es mayor al potencial de la materia prima del proceso (RFF), con 191,42 MJ y 123,89 MJ por kg aceite respectivamente.

Figura 22. Simulación por etapas de la extracción con los valores de las exergías de flujo



Fuente: Tomado de Rocha y otros [2011].

Del proceso evaluado y que se aprecia en la figura 23 hay dos corrientes que son consideradas co-productos del proceso, el raquis que es usado una parte como combustible para la caldera principal de la planta y el resto como fertilizante natural en las plantaciones. La torta que es llevada al proceso de palmisteria y donde se le extrae el aceite de Palmiste (proceso no tenido en cuenta durante este análisis).

A través del análisis exergético fue posible determinar las irreversibilidades o la exergía pérdida para cada una de las etapas del proceso y estimar el porcentaje de cada una sobre la exergía total destruida, estos valores muestran en la tabla 13.

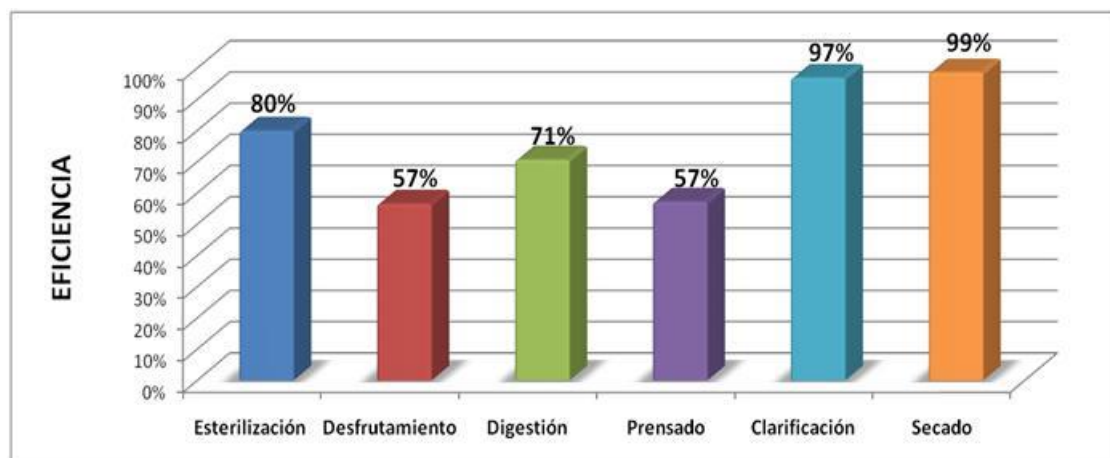
Tabla 13. Exergía destruida por etapas

Etapas del proceso	Exergía destruid [MJ/kg aceite]	% de exergía destruida
Esterilización	31,57	21%
Desfrutamiento	18,13	12%
Digestión	33,40	23%
Prensado	57,52	39%
Clarificación	3,69	3%
Secado	2,68	2%
Total	146,9	100%

Fuente: Tomado de Rocha y otros [2011].

La figura 23 muestra como la eficiencia exergética varía significativamente en cada una de las etapas, presentándose visiblemente que la clarificación y el secado son las etapas que aprovechan en mayor proporción la exergía disponible.

Figura 23. Eficiencia de las etapas del proceso



Fuente: Tomado de Rocha y otros [2011].

Análisis

Una serie de análisis se realizarán respecto a los resultados obtenidos y sobre lo observado durante la visita técnica.

De los subproductos del proceso el que presenta el mayor valor exergético es el raquis con 44,22 MJ/kg de aceite, siendo aproximadamente la mitad de la exergía de la corriente de frutos que continúa en el proceso. Aunque estos son tratados (proceso posterior) y utilizados como acondicionador de suelos, es posible estudiar la posibilidad de utilizar ese potencial de trabajo para la producción de bioetanol, teniendo en cuenta que están constituidos de material lignocelulósico (celulosa, hemicelulosa y lignina).

En la planta extractora visitada argumentan no poder recircular los condensados al proceso (exergía asociada a la masa) puesto que presentan un grado de contaminación (aceite, compuestos orgánicos, etc.) que los hace muy abrasivos para los equipos del proceso. Pero como sugerencia, se podría implementar una red de intercambiadores de calor para aprovechar toda esta cantidad exergía, para

calentar corrientes frías en el proceso como en el caso del agua de dilución que se le añade al licor de prensa para facilitar la clarificación. Caso similar ocurre con el vapor de descarga, puesto que éste es liberado al ambiente sin aprovechar toda la exergía aun disponible.

Los lodos pesados resultantes de la clarificación tienen un contenido exergético de 1,55 MJ/kg de aceite y no son aprovechados adecuadamente, puesto que estos son llevados a piscinas naturales con el propósito de disminuir la carga orgánica que es emitida al ambiente (cumplir con la normatividad ambiental aplicable para esta industria). Como sugerencia, es posible aprovechar esta exergía si estos lodos son tratados para obtener gas metano y usarlos también como combustible en la caldera.

De igual manera, se realizó un análisis individual a cada una de las etapas y se presentan a continuación.

Esterilización. En la tabla 13 se evidencia que se pierde el 21% de la exergía total destruida durante el proceso, por el contrario, la figura 23 muestra que esta etapa tiene una eficiencia exergética del 80%, La mejora de esta situación (como se menciono anteriormente con los condensados y el vapor de descarga) podría aportar una reducción del consumo de vapor considerable, ya que esta etapa demanda aproximadamente el 50% del total que requiere la planta (aproximadamente 400 kg vapor/ton de fruto).

Desfrutamiento. Esta etapa presenta la más baja eficiencia exergética junto con el prensado, a causa de los frutos que no se logran separar del raquis y salen como subproductos, es por esto que el desfrutamiento presenta la mayor pérdida de aceite en el proceso (0,09%). Adicionalmente, es posible estimar que la exergía destruida (18,13 MJ/kg aceite) es debida no solo a perdidas de producto sino

también a las pérdidas por transferencia de calor hacia el exterior y al impacto de los racimos en el tambor rotatorio.

La Digestión presenta el 23% de exergía total destruida. Esto se debe a que el digestor no está aislado de manera adecuada y esto conlleva a presentar considerables pérdidas por transferencia de calor hacia los alrededores, y para la correcta operación de la unidad la temperatura se debe mantener en los 368,15 K, de lo contrario la extracción no será eficiente y será menor la recuperación del licor para la clarificación. Se recomienda la implementación de una capa aislante en las paredes del digestor para evitar pérdidas por transferencia de calor.

Prensado. La etapa del prensado se considera según los resultados como la etapa en la que se presenta el mayor porcentaje de exergía destruida y la eficiencia exergética más baja. Es posible atribuir esto a las irreversibilidades propias del proceso, debido que el prensado requiere de gran cantidad de potencial eléctrico para su funcionamiento (esta es la etapa con el mayor consumo eléctrico) lo que acarrea grandes irreversibilidades. Otra posible causa es un desgaste de las piezas principales de las prensas (tornillo y canasta) que pueda ocasionar una sobrecarga al motor (deba trabajar a un mayor potencia) ocasionando pérdidas de exergía asociadas al trabajo.

Como sugerencias se debe hacer el diseño adecuado (modernizar) de la sección de extracción de aceite (las etapas de digestión y prensado), es muy importante debido a que prácticas poco satisfactorias como el excesivo macerado de los frutos, podría ocasionar drenaje del aceite crudo antes del prensado, lo cual trae consigo no solamente problemas en la clarificación y mayores pérdidas de aceite, sino también la absorción de hierro por parte del aceite de palma. Para la producción de aceite de alta calidad, se debería usar acero inoxidable en partes móviles de los equipos donde haya desgaste como en el digestor y la prensa.

Otro caso no deseado, contrario al anterior es cuando el mesocarpio no se ablanda lo suficiente y hace más difícil el prensado ya que sería necesario aplicar una mayor presión, lo cual traería como consecuencia tanto pérdidas de aceite crudo de palma que no se alcance a extraer, como disminución de la cantidad de la materia prima del proceso de palmisteria debido a que al aplicarse una mayor fuerza en el prensado, el riesgo en el rompimiento de las nueces aumentaría, ocasionando un cambio en la calidad del aceite de palma contenido en el licor debido al prensado de almendras.

Clarificación. La clarificación (decantación y centrifugación) presenta una eficiencia exergética del 97%. Este valor es debido a que se logra purificar correctamente el licor de prensa de los compuestos no deseados y así recuperar la mayor cantidad de aceite posible. Las irreversibilidades son tan solo el 3% del total de exergía destruida en el proceso. Evidenciándose que la clarificación junto con el secado sobresalen como las dos etapas más eficientes de la extracción de aceite.

Secado. Inequívocamente es la etapa más eficiente (99%) y la que menos exergía destruida (2,68 MJ/kg) reporta. Esto atribuido a que durante esta etapa y gracias al método de dispersión al vacío (forma como se realiza el secado en planta), logra eliminar en un alto porcentaje el agua remanente del aceite.

6.3.2 EVALUACIÓN EXERGÉTICA COMPARATIVA DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

En esta sección se presentan los resultados individuales para cada uno de los casos estudiados y se finaliza con el análisis comparativo y selección del mejor escenario para la producción de biodiesel desde el punto de vista exergético.

6.3.2.1. Biodiesel con catálisis básica en fase homogénea (Caso 2)

Con base en la simulación realizada y por las propiedades de cada una de las corrientes evaluadas por el simulador, se calculó la exergía de cada una de las corrientes involucradas en el proceso de la siguiente manera.

Usando la ecuación 2 y las exergías químicas de los elementos fundamentales que conforman los compuestos y disponibles en la literatura, se calcularon los valores de las exergías químicas. La tabla 14 muestra la exergía química de algunos elementos.

Tabla 14. Exergía química de los elementos

Elemento	Símbolo	Exergía química [kJ/mol]
Carbón	C	410,25
Hidrogeno	H ₂	236,10
Sodio	Na	336,71
Oxigeno	O ₂	3,97
Azufre	S	607,05

Fuente: Tomado de Valero y otros, 2005 [Rivero y otros, 1999; Szargut, 1989]

A manera de ejemplo se calculara la exergía del ácido sulfúrico, que tiene una energía de Gibbs de formación de -711,34 kJ/mol y cuya fórmula química es H₂SO₄ [Weast, 1986].

$$Ex_{qca} \left(\frac{kJ}{mol} \right) = -711.34 + 2 * \left(\frac{236,1}{2} \right) + (607.05) + 4 * \left(\frac{3,97}{2} \right)$$

$$Ex_{qca} \left(\frac{kJ}{mol} \right) = 139,75$$

De igual manera se realizaron los cálculos para cada uno de los compuestos que intervinieron en la simulación y los resultados se muestran en la tabla 15. Además

información encontrada en la literatura sobre el ácido palmítico permitió validar estos valores.

Tabla 15. Exergía química de cada sustancia

Sustancia	ΔG_f [kJ/mol]	Exergía química [kJ/mol]
H ₂ O (Líquida) ^a	-237,32	0,77 ^a
H ₂ O (Vapor) ^b	-228,75	9,34a, ^b
Ácido Palmítico	-	10031,62 ^b
Ácido Palmítico	-	10277,39 ^a
Acido Palmítico	-257,1	10088,51e ^c
Metanol	-166,6	719,99 ^c
PLO	-239,2	34141,51 ^c
PLP	-332,1	32992,01 ^c
OOO	-222,6	35450,67 ^c
POO	-315,6	34301,17 ^c
POP	-408,5	33151,67 ^c
PPP	-501,4	32002,17 ^c
M-Palmitato	-197,1	10794,77 ^c
M-Linoleato	-27,8	11784,61 ^c
M-Oleato	-104,2	11944,27 ^c
NaOH	-379,32	77,43 ^c
H ₂ SO ₄	-711,34	139,75 ^c
Na ₂ SO ₄	-1270,28	18,13 ^c
Glicerina	-454,3	1726,82 ^c

Fuente: ^aStandard chemical exergy of elements updated [Rivero y otros, 1999], ^bHandbook of Chemistry and Physics [Pellegrini y otros, 2007], ^cCalculado por la ecuación 2.

Como se usó la ecuación 2 para el cálculo de las exergías químicas de los compuestos puros, la ecuación 3 me permite determinar las exergías químicas de corrientes másicas. A manera de ejemplo se tiene 5 corrientes del proceso con sus respectivas composiciones molares, y exergías químicas por componente,

como se muestran en la tabla 16. Allí podemos encontrar los resultados parciales de cada uno de los términos (ecuación 3) y por último las exergías químicas de la corriente en total.

Tabla 16. Exergía química de las corrientes de flujo

Compuesto, i	Ex_qca°i (kJ/kmol)	Fracción molar	Corrientes				
			100+	115	139	ACEITE CRUDO	Biodiesel
M-Palmitato	10794770		0,00000	0,00015	0,39846	0,00000	0,52841
M-Linoleato	11784610		0,00000	0,00000	0,05915	0,00000	0,07844
M-Oleato	11944270		0,00000	0,00000	0,28305	0,00000	0,37536
Metanol	719990		0,95094	0,96922	0,01000	0,00000	0,00904
Ácido Palmítico	10088510		0,00000	0,00000	0,00076	0,09240	0,00101
PLO	34141510		0,00000	0,00001	0,00061	0,10409	0,00000
PLP	32992010		0,00000	0,00001	0,00070	0,12066	0,00000
OOO	35450670		0,00000	0,00001	0,00029	0,05887	0,00032
POO	34301170		0,00000	0,00002	0,00141	0,24078	0,00000
POP	33151670		0,00000	0,00003	0,00183	0,31275	0,00000
PPP	32002170		0,00000	0,00001	0,00035	0,07044	0,00038
H2O	770		0,00000	0,03053	0,00210	0,00000	0,00705
NaOH	77430		0,00000	0,00000	0,00234	0,00000	0,00000
H2SO4	139750		0,04906	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Na2SO4	18130		0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Glicerina	1726820		0,00000	0,00000	0,23896	0,00000	0,00000
$\Sigma(y_i \cdot Ex_{qca}^\circ) =$			691522	702592	8981271	31435513	11151869
$\Sigma(y_i \cdot \ln(y_i)) =$			-0,19574	-0,13920	-1,347358	-1,770728	-0,994479
Ex_qcamezcla (kJ/kmol) =			691037,4	702247,8	8977932	31431123,7	11149403

Fuente: Autor

Con la exergía química de las corrientes y los valores propios como entalpías (H) y entropías (S) de cada una de las corrientes, se calcularon las exergías físicas y totales de cada una de ellas. Estas se muestran en la tabla 17.

Tabla 17. Flujos de exergía de cada corriente másica

Corriente	Exergía Física [kJ/kmol]	Exergía Química [kJ/kmol]	Exergía de Flujo [kJ/kmol]	Exergía de Flujo [kJ/h]
100+	0,0	674871	674871	13146979
100-	0,0	674871	674871	13146978
101+	-2970,5	674871	671901	13089111
101-	10,9	674871	674882	13147190
102+	-2994,3	31431123	31428130	373006686
102-	198,3	31431123	31431322	373044577
103+	-11590,2	12317274	12305685	385774309
103-	-2984,7	12317274	12314290	386044085
104+	1175,9	12317274	12318451	386174516
104-	4597,7	12317274	12321872	386281788
105*	250416,1	686812	937229	0,0
105+	5913,2	12317077	12322991	386316893
105-	1107,2	12317077	12318185	386166228
106+	-3013,7	12317077	12314064	386037042
106-	-2720,1	12317077	12314358	386046246
107*	856638,3	678820	1535459	0,0
107+	17,9	11556228	11556246	386012756
107-	-689,3	11556228	11555539	385989132
108	41,0	11556228	11556269	386013527
109+	17227,4	11556228	11573456	386587605
109-	13985,5	11556228	11570214	386479315
110	12240,7	18130	30371	29026
111+	5388,1	621663	627051	12765384
111-	5643,8	621663	627307	12770590
112+	28395,0	30886640	30915035	373744303
112-	30787,0	30886640	30917427	373773222
113	104,7	621663	621768	12657826
114	106,8	621663	621770	12657868
115	180,1	685771	685951	66643066
116	-2600,0	395219	392619	2029501
117	399,3	702345	702745	64642049

Tabla 17. Flujos de exergía de cada corriente másica (Continuación)

Corriente	Exergía Física [kJ/kmol]	Exergía Química [kJ/kmol]	Exergía de Flujo [kJ/kmol]	Exergía de Flujo [kJ/h]
118	308,4	702444	702753	76462789
119	354,9	700313	700668	76490024
122	126,5	700313	700439	76465089
123+	-6935,1	700313	693378	75694193
123-	150,2	700313	700463	76467681
124+	7601,5	30886640	30894242	373492923
124-	28837,0	30886640	30915477	373749647
125+	2422,1	3709134	3711556	450051092
125-	-10043,3	3709134	3699091	448539581
126+	-7901,9	3709134	3701232	448799244
126-	577,3	3709134	3709712	449827405
127*	3913,8	702818	706732	0,0
127+	1091,5	3707598	3708690	449702878
127-	-9625,9	3707598	3697972	448403324
128	777,1	3707598	3708375	449664760
129+	53,6	3707598	3707652	449577028
129-	53,6	3707598	3707652	449577028
130+	3,7	139750	139754	28062
130-	3,7	139750	139754	28062
131*	247858,5	702220	950079	0,0
131+	18,9	3701214	3701233	449541976
131-	18,9	3701214	3701233	449541976
132*	342885,7	1961229	2304115	0,0
132+	19,0	3719640	3719659	449547733
132-	19,0	3719640	3719659	449547733
133	11,0	3719640	3719651	449546766
134	572,3	702920	703492	54009877
137	244,6	702920	703165	53984717
138	247,1	702920	703167	53984908
138°+	204,5	702920	703125	53997469

Tabla 17. Flujos de exergía de cada corriente másica (Continuación)

Corriente	Exergía Física [kJ/kmol]	Exergía Química [kJ/kmol]	Exergía de Flujo [kJ/kmol]	Exergía de Flujo [kJ/h]
138°-	247,1	702920	703167	54000737
139	44331,3	8977762	9022093	397723529
141	27777,9	8977762	9005540	396993800
142+	24410,6	8977762	9002173	396845358
142-	27783,1	8977762	9005545	396994027
143	82,6	8977762	8977845	395772899
144	3,8	6097	6101	17520680
145	4,1	6097	6101	17521655
146	24,2	11149250	11149275	370622244
147	2,5	14756	14759	42546909
148	4,0	14756	14761	42551323
149	8683,4	1851575	1860258	25212681
150	65,7	6135	6202	17793373
152	2,2	6135	6138	17611042
153	3,8	6135	6140	17615678
154°	3,7	6101	6105	17518782
A-100 in	0,0	770	770	278211
A-100 out	28,8	770	799	288612
A-101 in	0,0	770	770	295167
A-101 out	109,6	770	880	337166
A-102 in	0,0	770	770	526660
A-102 out	77,4	770	847	579624
A-103 in	0,0	770	770	523750
A-103 out	50,1	770	820	557821
A-104 in	0,0	770	770	1281346
A-104 out	146,8	770	917	1525704
ACEITE CRUDO	0,0	31431123	31431124	373042224
Acido para Neutralizar	0,0	139750	139750	28061
Agua de Reposición	0,0	770,0	770	1817

Tabla 17. Flujos de exergía de cada corriente másica (Continuación)

Corriente	Exergía Física [kJ/kmol]	Exergía Química [kJ/kmol]	Exergía de Flujo [kJ/kmol]	Exergía de Flujo [kJ/h]
Biodiesel	46,6	11149250	11149297	370622989
Catalizador NaOH	0,0	77430	77430	28082
H2SO4	0,0	139750	139750	133566
METANOL	0,0	702990	702990	13022865
Metanol	0,0	702990	702990	11823947
Transesterificación				
Na2SO4	12,2	4998	5011	3007
NaOH+	0,0	77430	77430	159015
NaOH-	0,0	77430	77430	159015
V-100 in	20121,1	9340	29461	4669272
V-100 out	15071,4	9340	24411	3868950
V-101 in	20121,1	9340	29461	8374238
V-101 out	15281,8	9340	24622	6998677

Fuente: Autor

Con los valores exergéticos calculados, finalmente se realizó los balances en cada uno de los equipos y se determinó la exergía destruida y la eficiencia exergética. En las tablas de la 18 a la 25 muestran estos cálculos.

Tabla 18. Balance exergético en cada bomba

BOMBAS	Exergía de entrada [kJ/h]		Exergía de salida [kJ/h]	Exergía del recurso [kJ/h]	Exergía del producto [kJ/h]	Pérdida de exergía [kJ/h]	Destrucción de exergía [kJ/h]	EFICIENCIA [%]
	Debido al flujo	Debido al Trabajo	Debido al Flujo					
P-101	13146979	250	13147191	13147229	13147191	0	39	84,5%
P-102	373042224	3139	373044578	373045363	373044578	0	785	75,0%
P-103	386012757	1027	386013528	386013784	386013528	0	256	75,1%
P-104	373744304	6488	373749648	373750792	373749648	0	1144	82,4%
P-105	12657826	55	12657868	12657881	12657868	0	12	77,1%
P-106	76465089	2885	76467682	76467975	76467682	0	293	89,9%
P-107	28062	1	28063	28063	28063	0	1	58,7%
P-108	53984717	213	53984908	53984930	53984908	0	22	89,7%
P-109	396993800	269	396994028	396994069	396994028	0	42	84,6%
P-110	17520681	1304	17521656	17521984	17521656	0	329	74,8%
P-111	370622245	1304	370622989	370623549	370622989	0	559	57,1%
P-112	42546909	5895	42551324	42552804	42551324	0	1480	74,9%
P-113	17611043	6021	17615678	17617064	17615678	0	1385	77,0%

Fuente: Autor

Tabla 19. Balance exergético en cada intercambiador de calor

Intercambiadores	Exergía de entrada [kJ/h]		Exergía de salida [kJ/h]		Exergía del recurso [kJ/h]	Exergía del producto [kJ/h]	Pérdida de exergía [kJ/h]	Destrucción de exergía [kJ/h]	Eficiencia [%]
	Debido a los flujos		Debido a los flujos						
	corriente principal	Servicio Industrial	corriente principal	Servicio Industrial					
E-100 [C]	385774310	4669272	386281788	3868950	390443582	390150738	0	292844	63,4%
E-101 [E]	386316894	278212	386046246	288613	386595106	386334859	0	260247	3,8%
E-102 [C]	386013528	8374238	386479315	6998677	394387766	393477993	0	909774	33,9%
E-103 [E]	12765385	295168	12657826	337166	13060553	12994993	0	65560	39,0%
E-104 [E]	450051092	526660	449827406	579624	450577752	450407030	0	170722	23,7%
E-105 [E]	449664760	523750	449577029	557821	450188510	450134850	0	53660	38,8%
E-106 [E]	396845359	1281346	395772899	1525705	398126705	397298604	0	828101	22,8%
Enfriadores									
E-109	54009878	0	53984717	0	54009878	53984717	22201	2960	0,00%
E-110	17793374	0	17611043	0	17793374	17611043	-122642	304973	0,00%
E-111	397723529	0	396993800	0	397723529	396993800	658529	71200	0,00%
E-107	76490025	0	76465089	0	76490025	76465089	16506	8430	0,00%

Fuente: Autor

Tabla 20. Balance exergético en cada mezclador

	Exergía de entrada [kJ/h]		Exergía de salida [kJ/h]	Exergía del recurso [kJ/h]	Exergía del producto [kJ/h]	Pérdida de exergía [kJ/h]	Destrucción de exergía [kJ/h]	Eficiencia [%]
	Debido a los flujos		Debido al flujo					
MIX-101	13022865	133566	13146979	13156431	13146979	0	9452	98%
MIX-102	13089111	373006687	386044086	386095798	386044086	0	51712	100,0%
MIX-103	373492923	75694194	448539581	449187117	448539581	0	647536	99,8%
MIX-104	12657868	53997469	66643066	66655338	66643066	0	12271	99,1%
MIX-106	76462789	28082	76490025	76490872	76490025	0	847	99,6%
MIX-107	1817	17515169	17516927	17516987	17516927	0	59	99,4%
MIX-105	64642050	11823947	76462789	76465997	76462789	0	3207	100,0%

Fuente: Autor

Tabla 21. Balance exergético en cada válvula.

	Exergía de entrada [kJ/h]	Exergía de salida [kJ/h]	Exergía del recurso [kJ/h]	Exergía del producto [kJ/h]	Pérdida de exergía [kJ/h]	Destrucción de exergía [kJ/h]	Eficiencia [%]
VLV-100	449702879	449664760	449702879	449664760	0	38118	100,0%
VLV-101	449547734	449546766	449547734	449546766	0	968	100,0%

Fuente: Autor

Tabla 22. Balance exergético en cada reactor.

	Exergía de entrada [kJ/h]			Exergía de salida [kJ/h]		Exergía del recurso [kJ/h]	Exergía del producto [kJ/h]	Pérdida de exergía [kJ/h]	Destrucción de exergía [kJ/h]	Eficiencia [%]
	corrientes de reactivos		Debido al calor	corriente producto	Debido al calor					
CSTR-101	386174516	0	0	386166229	0	386174516	386166229	0	8287	100,0%
CSTR-102	448799245	0	0	448403325	267579	448799245	448403325	267579	395920	99,9%
CRV-101	386037043	159016	4879	385989132	0	386200938	385989132	0	211805	99,9%
CRV-102	449577029	28063	0	449541977	437	449605091	449542414	437	62677	100,0%

Fuente: Autor

Tabla 23. Balance exergético en cada decantador.

	Exergía de entrada [kJ/h]		Exergía de salida [kJ/h]		Exergía del recurso [kJ/h]	Exergía del producto [kJ/h]	Pérdida de exergía [kJ/h]	Destrucción de exergía [kJ/h]	Eficiencia [%]
	Debido al flujo		Debido a los flujos						
V-100	386587606	12770590	373773222	29027	386587606	386572839	0	14766	96,69%
V-101	449541977	0	449547734	3007	449541977	449550741	0	8764	100,00%

Fuente: Autor

Tabla 24. Balance exergético en la columna de extracción liquido-liquido.

	Exergía de entrada [kJ/h]		Exergía de salida [kJ/h]		Exergía del recurso [kJ/h]	Exergía del producto [kJ/h]	Pérdida de exergía [kJ/h]	Destrucción de exergía [kJ/h]	Eficiencia [%]
	Debido a los flujos		Debido a los flujos						
T-102	17521656	395772899	370622245	42546909	413294555	413169154	0	125401	89,7%

Fuente: Autor

Tabla 25. Balance exergético en cada torre de destilación.

	Exergía de entrada [kJ/h]		Exergía de salida [kJ/h]			Exergía del recurso [kJ/h]	Exergía del producto [kJ/h]	Pérdida de exergía [kJ/h]	Destrucción de exergía [kJ/h]	Eficiencia [%]
	Recursos	Calor del rehervidor	Destilado	Fondos	Calor del Condensador					
T-100	66643066	1820672	64642050	2029502	1006011	68463739	67677563	1006011	786176	94,42%
T-101	449546766	7530957	54009878	397723529	1103953	457077723	452837360	1103953	4240363	87,01%
T-103	42551324	95977776	17793374	25212681	30493065	138529099	73499120	30493065	65029979	18,20%

Fuente: Autor

Una distribución de las corrientes exergéticas que entran y salen del proceso en general se muestran en la tabla 26, allí podemos observar las materias primas, servicios industriales, producto principal, los residuos, irreversibilidades, etc. Además permitió calcular los parámetros que se tendrán en cuenta en la comparación final del trabajo. Esto es una destrucción de exergía de 74052 MJ/h que nos reporta una eficiencia exergética global del proceso del 71,3% evaluada como la proporción entre la exergía contenida en el biodiesel final y la exergía total que entra, las relaciones entre la exergía destruida y la exergía total de entrada con un valor de 14,25%, y entre la exergía destruida en el proceso en kJ/h y los kg/h de biodiesel producidos, fue de 7997.

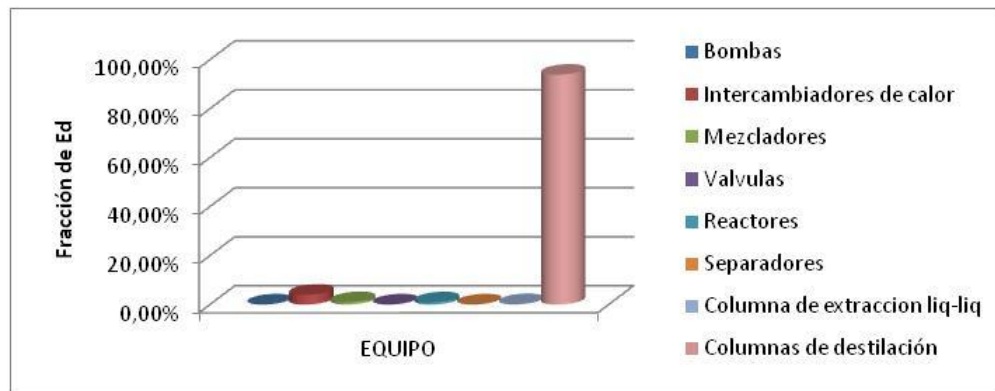
Tabla 26. Corrientes exergéticas generales

Corriente	Exergía [kJ/h]	
	Entrada	Salida
Aceite crudo	373042224	
Metanol	24846812	
H₂SO₄	161628	
Agua	1818	
NaOH	187098	
Servicios industriales	121311781	
Biodiesel		370622989
Na₂SO₄		32034
Glicerina		25212681
Desechos		2029502
Residuos de Servicios Industriales		14156556
Perdidas		33690924
Irreversibilidades		74051960
Totales =	519551362	519796647

Fuente: Autor

Con la exergía destruida calculada se realizó una distribución por equipos y se encontró que las columnas de destilación son las que tienen mayor influencia con un porcentaje de 94% del total de irreversibilidades; esto se debe a la irreversibilidad en la transferencia de calor tanto en el rehedidor como en el condensador de cada columna. La figura 24 se muestra esta distribución

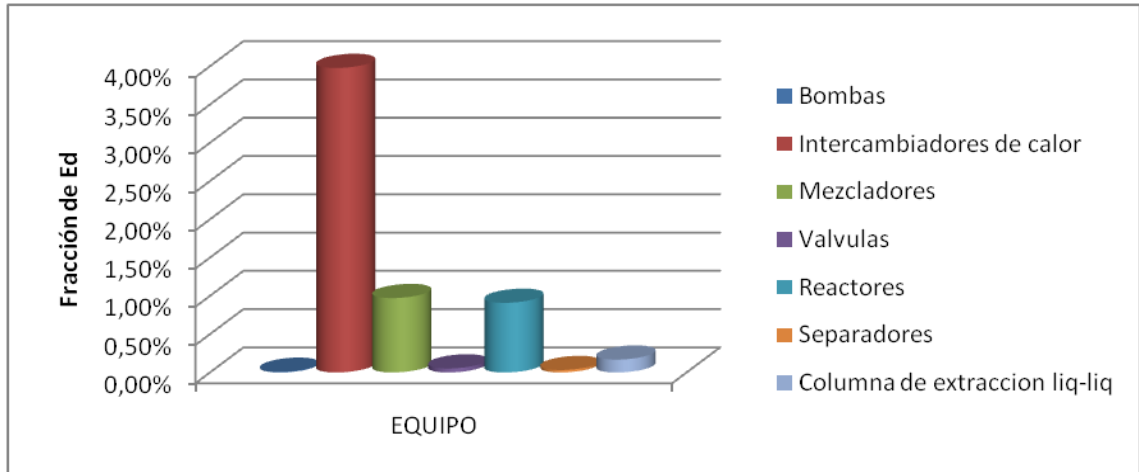
Figura 24. Fracción de exergía destruida por componentes– Caso 2.



Fuente: Tomado de Sierra y otros [2011].

Exceptuando la exergía destruida por las columnas de destilación, la figura 25 muestra claramente la participación de los demás componentes con respecto a la destrucción total de exergía en el proceso. Allí se aprecia que los intercambiadores son los componentes que presentan más irreversibilidades después de las torres, debido a la transferencia de calor de los servicios industriales y la corriente principal. Adicionalmente, cabe mencionar que los mezcladores y reactores representan alrededor del 2% de las irreversibilidades totales del proceso, debido a que se genera entropía por el hecho de operar cada equipo, lo que implica una disminución de la capacidad de realizar trabajo y consecuentemente la destrucción de exergía.

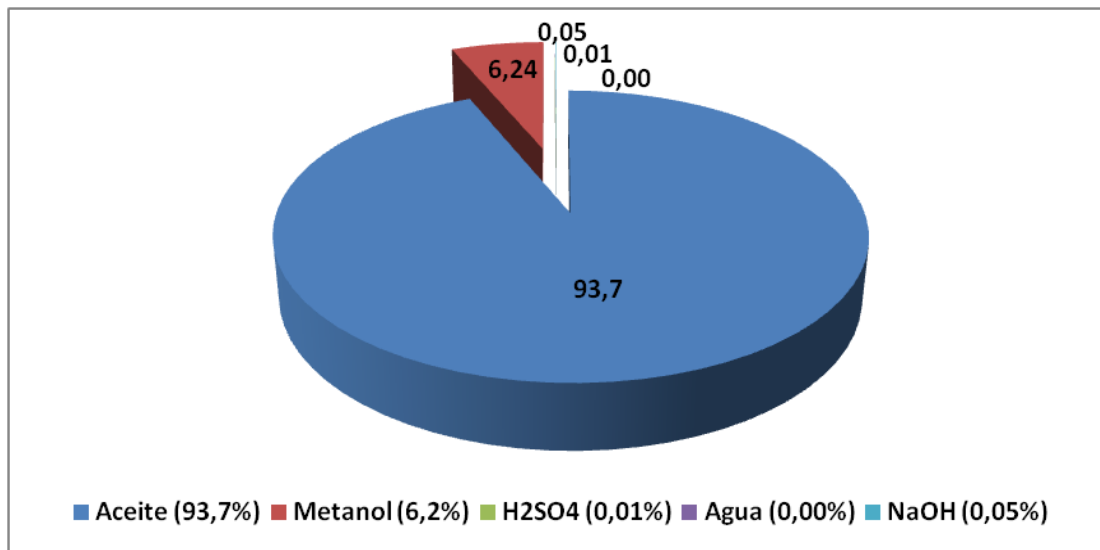
Figura 25. Fracción de destrucción de exergía por componentes (Sin columnas) – Caso 2.



Fuente: Tomado de Sierra y otros [2011].

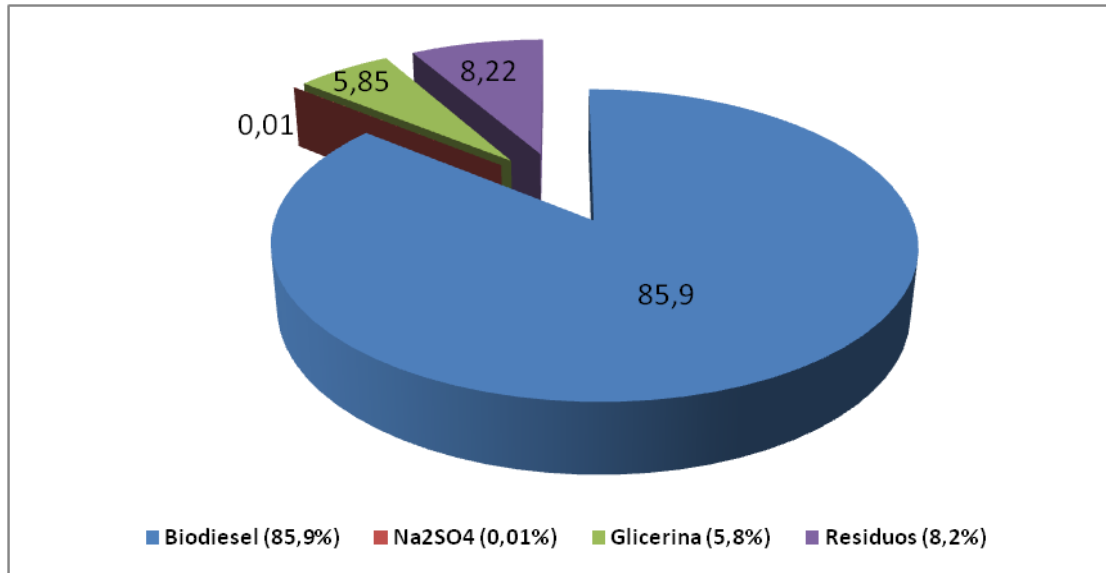
Un análisis global de este caso se puede realizar mediante los diagramas circulares, construido a partir de los valores de la exergía del ACP, metanol, ácido sulfúrico y agua (figuras 26 y 27)

Figura 26. Distribución de la exergía de entrada a través del proceso – Caso 2



Fuente: Autor

Figura 27. Distribución de la exergía de salida a través del proceso – Caso 2



Fuente: Autor

A partir de una cuidadosa observación de los diagramas anteriores se puede inferir que, el 93,73% de la exergía de entrada al sistema está representado por el ACP, el cual lleva a pensar que casi toda esta exergía es transformada y/o adquirida por el biodiesel, debido a que éste representa el 85,92% de la exergía a la salida del proceso, además que la glicerina como subproducto valioso representa el 5,8% de la exergía de salida, en donde la etapa de obtención de este subproducto presenta irreversibilidades de alrededor de 2,5 veces mayor a la exergía del flujo de glicerina. Por consiguiente, es necesario realizar mejoras tecnológicas o verificar con otro sistema de separación para obtención de glicerina con el fin de reducir la destrucción de exergía en esta etapa del proceso.

6.3.2.2 Biodiesel con catálisis acida en fase heterogénea (Caso 3)

Finalizada la simulación, fue aplicado el análisis exergético a este caso de estudio siguiendo las pautas mencionadas durante la metodología del trabajo, encontrando la exergía destruida de cada uno de los equipos y sus respectivas

eficiencias. En la tabla 27 se reportan algunos de estos valores propios para este caso.

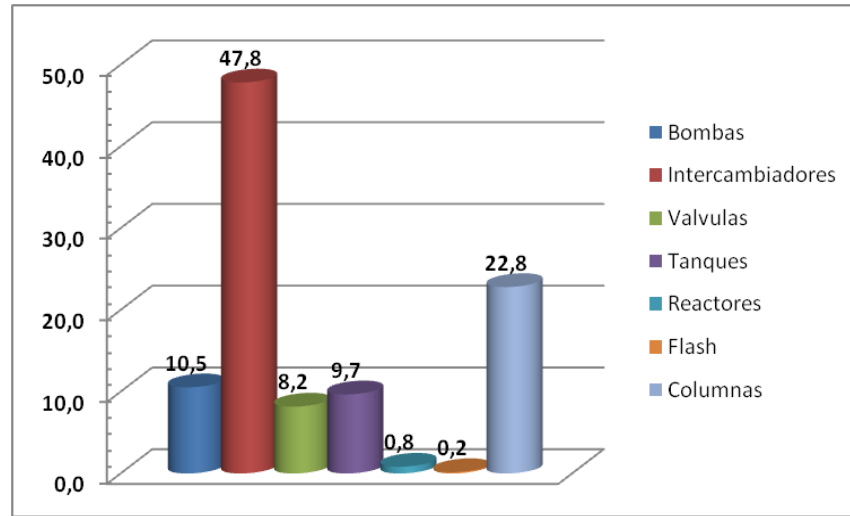
Tabla 27. Irreversibilidades y eficiencias de algunos equipos – caso 3

Equipo	Exergía destruida [MJ/h]	Eficiencia [%]	Equipo	Exergía destruida [MJ/h]	Eficiencia [%]
B1	619,1	84,9	CRV-100	384,3	94,5
B2	85,30	92,5	PFR-100	831,8	98,9
B3	14778	85,5	V-105	221,8	98,4
E-104	81,43	96,2	MIX-101	12071	89,4
E-106	8879	24,9	MIX-103	3,060	99,9
E-107	2848,4	47,6	T-100	1842,1	79,8
E-110	15680	38,2	T-101	766,1	92,1
VLV-103	12945	90,3	T-103	31006	15,4
VLV-106	640,5	94,9	X-100	2861,7	90,6

Fuente: Autor

En la figura siguiente (figura 28) se reporta la exergía destruida a través del proceso pero agrupando por tipo de equipos, donde es posible observar que los intercambiadores de calor y seguido por la columnas son los que aportan casi un 70% de las pérdidas exergéticas. Esto tiene una justificación importante y es las altas relaciones molares de alcohol, que requirieron elevados consumos de energía para su calentamiento y para los procesos de separación y recirculación.

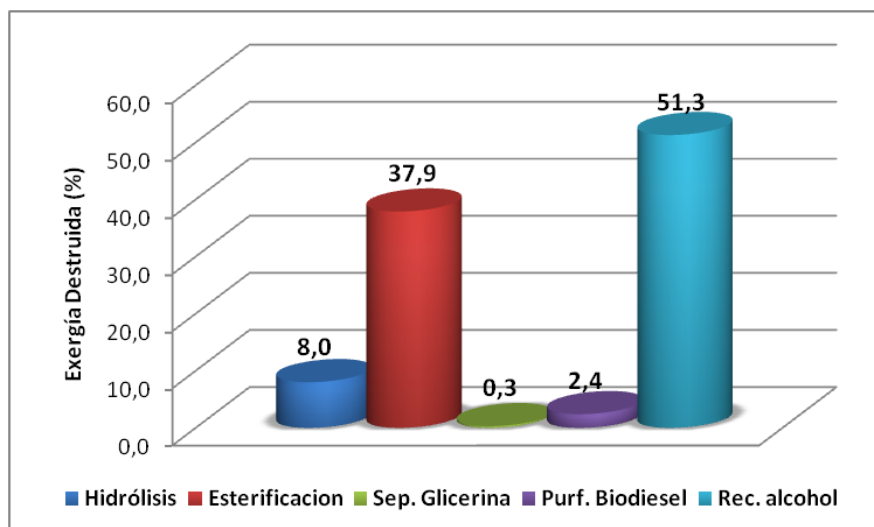
Figura 28. Fracción de exergía destruida por componentes– Caso 3



Fuente: Autor

Otro de los resultados importantes son las pérdidas de exergía calculadas por etapas del proceso, como se muestran en la figura 29, allí se encontró que la recuperación del alcohol y la esterificación (en segundo puesto) son las etapas con mas participación, cubriendo entre ellas casi el 90% del total.

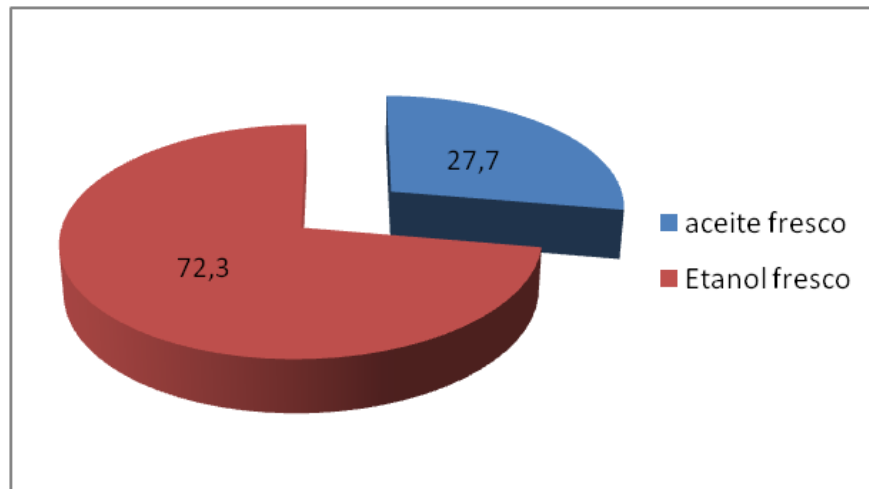
Figura 29. Fracción de exergía destruida por etapas– Caso 3



Fuente: Autor

Mediante las figuras 30 y 31, se esquematiza las proporciones de las corrientes que entran y salen del proceso estudiado (son proporciones exergéticas, es decir, del total de exergía que ingresa al proceso, tan solo el 27% corresponde al aceite de palma), lográndose ver que son altas los requerimientos de alcohol necesarios para esterificación (reacción principal).

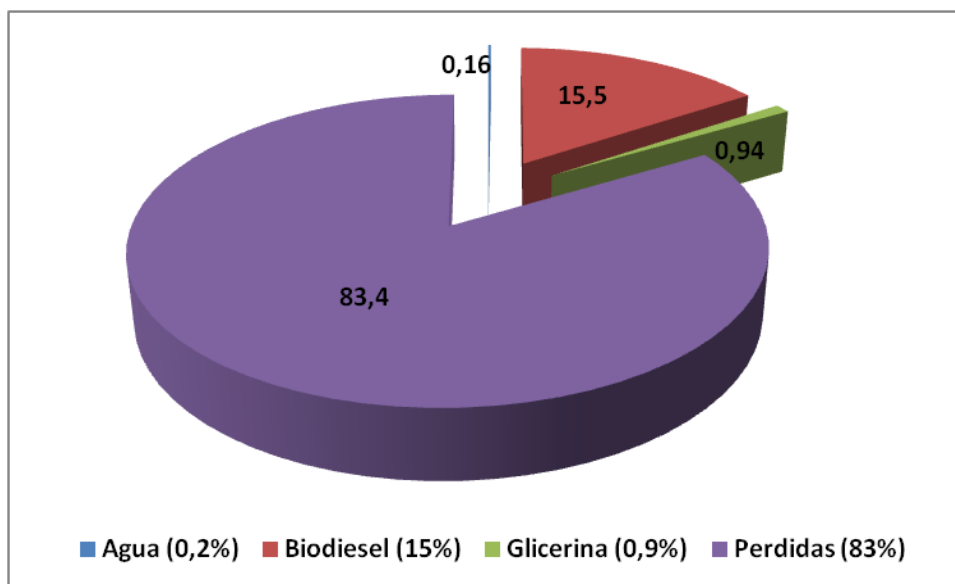
Figura 30. Distribución de la exergía de entrada a través del proceso– Caso 3



Fuente: Autor

La misma distribución se realizó para las corrientes que salen del proceso y se encontró a que el biodiesel tan solo representa el 15% de la exergía que sale del proceso, puesto que por ser un proceso con muy altas relaciones molares para sus dos reacciones principales, las pérdidas de exergía (entendiéndose perdidas como la exergía que es retirada por los intercambiadores en forma de calor y que no se le da ningún uso posterior) también son altas.

Figura 31. Distribución de la exergía de salida a través del proceso– Caso 3.



Fuente: Autor

En cuanto a la eficiencia global del proceso, este caso reporta eficiencias del 1% evaluado como la relación de la exergía del biodiesel y la exergía total de entrada, donde la exergía total destruida fue de 141101MJ/h. Además otros indicadores exergéticos importantes son la proporción entre la exergía destruida y la exergía total de entrada, con un valor de 16,86%, y la relación entre la exergía destruida del proceso (kJ/h) y los kg/h de biodiesel producidos, fue de 15237

6.3.2.3 Biodiesel con catálisis básica en fase heterogénea (Caso 4)

La producción de biodiesel mediante catálisis heterogénea básica y una vez aplicado la metodología de análisis exergético se calcularon las exergías destruidas para cada uno de los equipos que intervinieron en proceso y sus respectivas eficiencias, y en la tabla 28 se muestra algunos de estos valores.

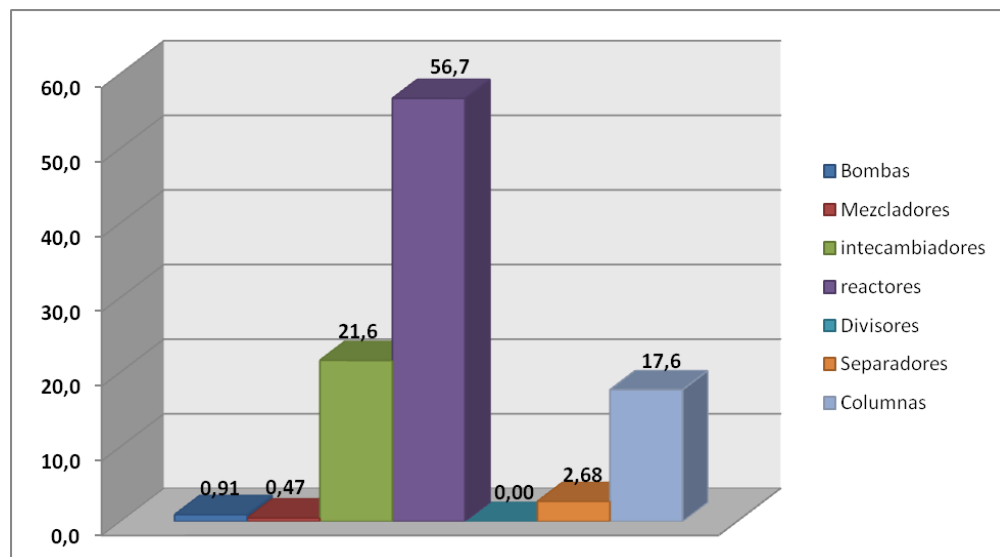
Tabla 28. Irreversibilidades y eficiencias de algunos equipos – caso 4

Equipo	Exergía destruida [MJ/h]	Eficiencia [%]	Equipo	Exergía destruida [MJ/h]	Eficiencia [%]
P-100	15,62	98,5	E-102	68,25	98,3
P-101	86,91	97,8	E-106	1656,0	98,6
P-102	165,6	98,5	CSTR-100	63,03	96,4
MIX-101	19,85	99,3	CRV-103	19033	96,5
MIX-102	22,09	96,7	V-101	923,4	97,8
MIX-103	74,71	95,9	T-100	3711,2	99,2
E-100	444,5	42,3	T-101	2363,9	98,4

Fuente: Autor

También en la figura 32 se muestra la participación por equipos con respecto a la exergía total destruida, encontrado que en los reactores ocurre las mayores pérdidas con un 30% más que los intercambiadores (equipos con la segunda mayor participación), aunque entre los intercambiadores y las columnas sea muy poca la diferencia, exactamente cuatro puntos porcentuales.

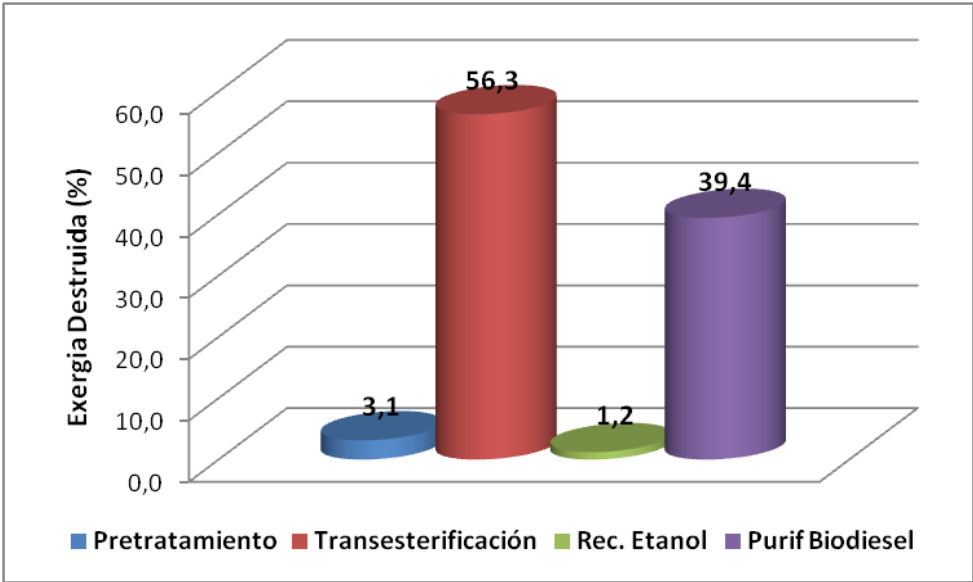
Figura 32. Fracción de exergía destruida por componentes– Caso 4.



Fuente: Autor

Otro de los resultados importantes obtenidos en este escenario se trata en cuanto a la distribución de la exergía destruida en las diferentes etapas del proceso, la figura 33 muestra estos resultados, encontrando que las etapas de transesterificación y purificación del biodiesel representan casi el 96% de total.

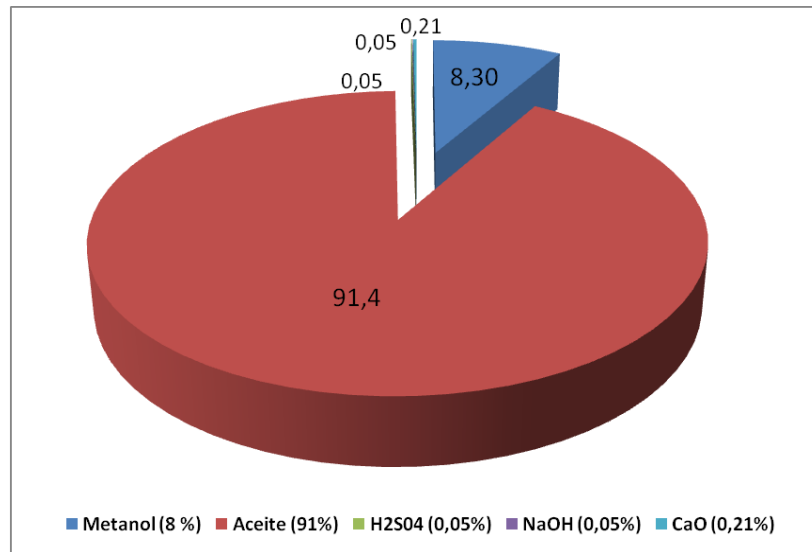
Figura 33. Fracción de exergía destruida por etapas– Caso 4.



Fuente: Autor

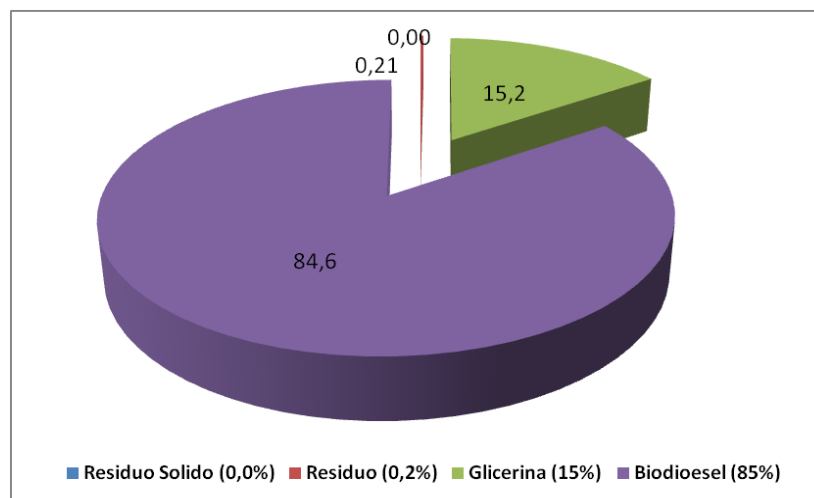
Las siguientes figuras muestran la distribución exergética de los reactivos y productos que entran y salen del proceso. Observando en ambos casos que el aceite de palma y el biodiesel final obtenido representan más del 85% de los flujos (exergéticos), exactamente el 91,4 y 84,6 % respectivamente.

Figura 34. Distribución de la exergía de entrada a través del proceso– Caso 4



Fuente: Autor

Figura 35. Distribución de la exergía de salida a través del proceso– Caso 4.



Fuente: Autor

En cuanto al proceso en general, se encontró una destrucción de exergía de 34403 MJ/h y una eficiencia exergética global del proceso del 86% evaluada como la proporción entre la exergía del biodiesel final y la exergía total que entra. Además otros indicadores exergéticos importantes son la proporción entre la

exergía destruida y la exergía total de entrada, con un valor de 7,78%, y la relación de la exergía destruida del proceso a los kg de biodiesel producidos fue de 3740 kJ/kg.

6.3.2.4 Biodiesel por destilación reactiva (Caso 5)

Para este caso de estudio algunos de los resultados exergéticos obtenidos se muestran en las siguientes tablas y figuras.

La tabla siguiente muestra algunos de los valores propios para algunos de los equipos usados en este proceso, como son la exergía destruida y su eficiencia correspondiente.

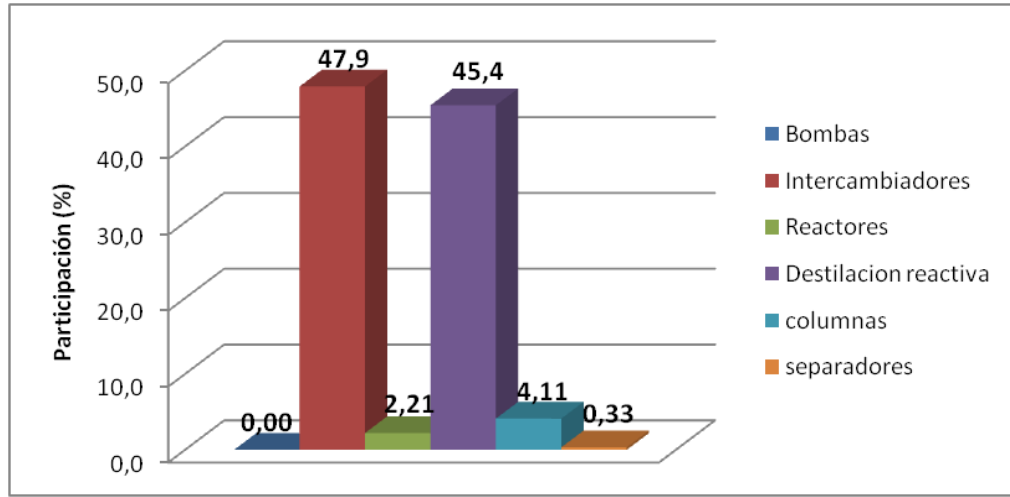
Tabla 29. Irreversibilidades y eficiencias de algunos equipos – caso 5

Equipo	Exergía destruida [MJ/h]	Eficiencia (%)	Equipo	Exergía destruida [MJ/h]	Eficiencia (%)
Bomba 2	0,640	94,60	ReactEst	1029,4	87,72
Bomba 3	0,014	87,32	ReactNeut	4935,7	97,24
Bomba 8	0,299	90,26	Flash	883,1	93,21
Intec1	70,30	94,79	B 9	8651,0	96,35
Intec2	2751,9	96,35	Torre D	2449,7	95,22
Intec8	26,60	99,23			

Fuente: Autor

Al igual que en los demás casos estudiados, se representa la distribución de la exergía destruida durante este proceso pero en los distintos tipos de equipos usados (figura 36). Donde se puede observar la importante participación en lo que se refiere a los intercambiadores de calor y a la destilación reactiva, con valores superiores al 93% entre estos dos grupos de equipos.

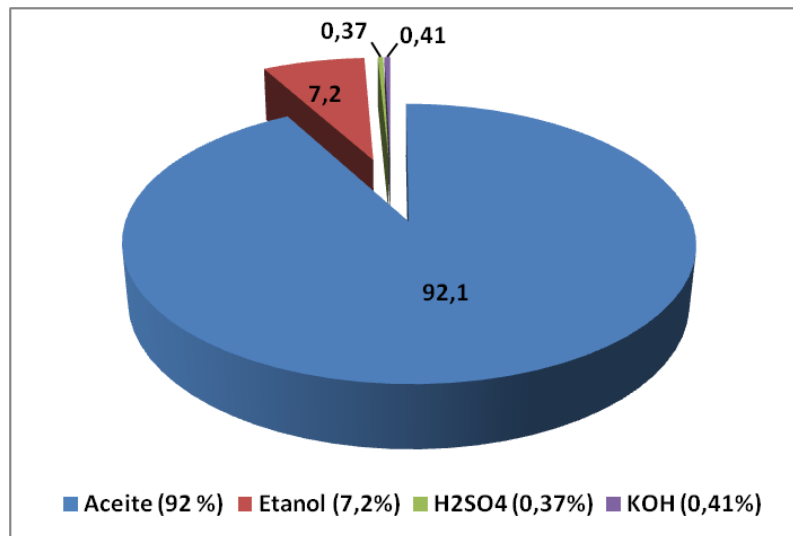
Figura 36. Fracción de exergía destruida por componentes– Caso 5.



Fuente: Adaptado de Balaguera [2012].

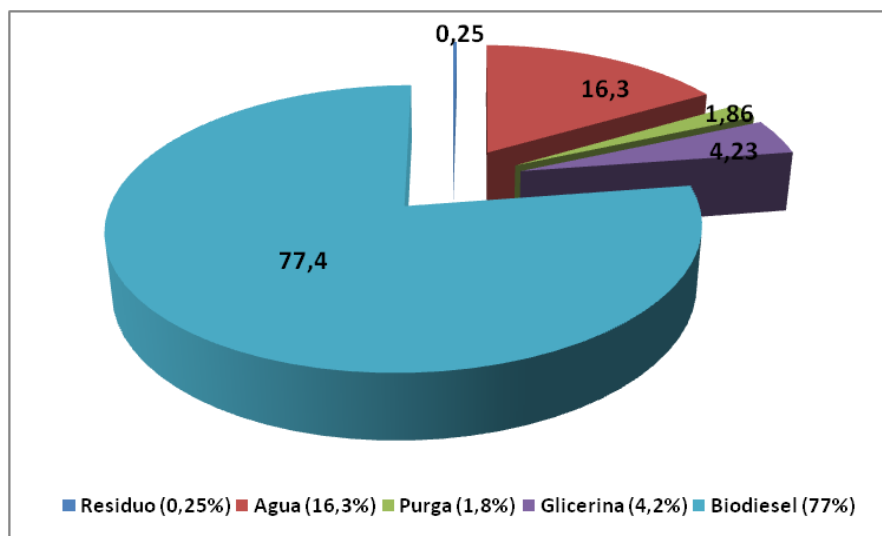
Una distribución en cuanto a la exergía que entra y sale al proceso fue representada en las figuras 37 y 38, encontrando un 92% de la exergía a la entrada que corresponde al aceite de palma y que es convertida a biodiesel que representa apenas el 77% del total de exergía que sale del proceso.

Figura 37. Distribución de la exergía de entrada a través del proceso– Caso 5.



Fuente: Autor

Figura 38. Distribución de la exergía de salida a través del proceso– Caso 5.



Fuente: Autor

En este proceso también se evaluaron las mismas relaciones de rendimientos que los demás casos estudiados, encontrando una destrucción de exergía de 24713MJ/h y una eficiencia exergética global del proceso del 76% evaluada como la proporción entre la exergía del biodiesel final y la exergía total que entra. La proporción entre la exergía destruida y la exergía total de entrada para este caso fue evaluada en 5,47%, y la relación de la exergía destruida del proceso a los kg de biodiesel producidos fue de 2713 kJ/kg (B100).

ANÁLISIS

Para el análisis de los resultados exergéticos se tendrán en cuenta los diferentes indicadores mencionados y descritos en esta sección, y que se resumen en la tabla 30. Se encontró que el proceso con los peores valores exergéticos es sin duda alguna la tecnología heterogénea y ácida (caso 3), tiene una exergía destruida que duplica la del escenario con el segundo peor valor (tecnología tradicional); la eficiencia reportada es del 1% y la proporción de exergía destruida por kg de producto final es el más alto, con 15237 kJ/kg. Es necesario aclarar que

este resultado no generaliza a todas las tecnologías heterogéneas ácidas, sino que corresponde al escenario estudiado y descrito en el capítulo anterior, en donde se menciona las altas relaciones molares requeridas tanto para la hidrólisis de los triglicéridos como para la posterior esterificación.

Tabla 30. Parámetros evaluados para los casos de estudio

Parámetros de evaluación	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5
Ex_des* [MJ/h]	74051	141100	34403	24713
Eficiencia [%]	71	1	86	76
Ex_des*/Ex_ent**	14,25	16,86	7,78	5,47
Ex_des*/kg_B100 [kJ/kg]	7997	15237	3740	2713

* Ex_des representa la exergía total destruida en [kJ/h].

**Ex_ent representa la exergía total de entrada al proceso [kJ/h]

Fuente: Autor

La segunda alternativa tecnológica (catálisis heterogénea básica – caso 2) y la destilación reactiva (caso 3), son los dos escenarios con los mejores resultados exergéticos en todos los criterios o indicadores estudiados (resultando ser mejores al escenario base que fue la tecnología tradicional), entendiéndose como unas eficiencias altas y bajos valores en exergía destruida, relación exergía destruida-exergía de entrada; y relación exergía destruida por kg de biodiesel. Aunque el proceso con las menores pérdidas exergéticas fue el de la destilación reactiva, con 24,7 GJ/h, el caso con la mayor eficiencia exergética fue la catálisis básica heterogénea, pero sin lugar a dudas la destilación reactiva es el mejor proceso para la producción de biodiesel puesto que tanto en la relación exergía destruida/exergía entrada con 5,47% y la proporción exergía destruida y los kg de biodiesel producidos resultaron ser los de menor valor (de los casos estudiados).

7. CONCLUSIONES

La realización de este trabajo de investigación permite concluir la importancia de los análisis exergéticos en la selección de alternativas productivas puesto que a diferencia de los análisis energéticos, esta metodología tiene en cuenta solo la energía potencialmente útil de los procesos. Además los resultados obtenidos permite la localización de etapas de procesos con ineficiencias y con posibilidades de mejoras tecnológicas.

Del análisis exergético realizado al proceso de extracción de aceite de palma permite concluir que las etapas de prensado y digestión son las de mayor exergía destruida con un 39% y 23% del total. Además mediante la eficiencia exergética se encontró que las etapas de secado y clarificación son las que sobresalen con un 99% y 97% de eficiencia.

De los resultados obtenido en la comparación de las tecnologías de producción de biodiesel se puede concluir que el proceso con la mejor relación de rendimiento biodiesel/aceite fue la tecnología de catálisis ácida en fase heterogénea (caso 3), porque logró producir 1,05 kg de biodiesel por cada kg de aceite de palma, pero respecto a la relación biodiesel/alcohol éste caso ocupa el 2 puesto.

El proceso de destilación reactiva obtuvo los más bajos rendimientos máxicos entre los casos evaluados, con una producción de 0,871 kg de biodiesel producido por cada kg de aceite de palma y 0,233 kg de alcohol.

Con los resultados exergéticos obtenidos se puede concluir que los intercambiadores y las columnas de destilación son los equipos donde ocurre la mayor destrucción de exergía (para todos los casos estudiados), principalmente en las etapas de separación y purificaciones de biodiesel.

El proceso menos eficiente exergéticamente resulto ser el de catálisis acida en fase heterogénea (caso de estudio 3), por razones que usaba relaciones muy altas de alcohol-aceite en los reactores de hidrolisis y esterificación, esto requería de etapas de separación y recirculación de mas capacidad y mayores servicios industriales (vapor de calentamiento y agua de enfriamiento).

La comparación de los distintos casos de estudio desde el punto de vista exergético mostró a la destilación reactiva como el escenario energéticamente más eficiente, puesto que logro los mejores resultados en los cuatro parámetros evaluados, menor exergía destruida (24713 kJ/h), la segunda mejor eficiencia (76%), una proporción exergía destruida – exergía entrada de 5,47.

RECOMENDACIONES

Se recomienda a trabajos futuros la evaluación exergética de otros casos de estudio referentes a la producción de biodiesel con catálisis básicas y fase heterogéneas (con catalizadores diferentes al CaO), puesto que este escenario puede llegar a ser prometedor y viable para la implementación a nivel industrial (con sus respectivos análisis económicos y estudios de mercado).

GLOSARIO

A	Factor de frecuencia de la ecuación de Arrhenius
ACP	Aceite crudo de palma
AER	Ambiente estable de referencia
AGL	Ácidos grasos libres
ASTM	American Society for Testing and Materials
BWRS	Modificación a la ecuación de estado de Benedict Webb Rubin
C	Ácido Cáprico
$C_{meo h}$	Concentración de metanol
C_{tg}	Concentración de triglicéridos
DR	Destilación reactiva
Ea	Energía de activación
EPA:	Agencia de protección ambiental
Ex_{calor}	Exergía de un flujo de calor
Ex_des	Exergía destruida
Ex_ent	Exergía de entrada
$Ex_{Producto}$	Exergía del producto
Ex_{qca}	Exergía química de compuesto puro
$\overline{Ex_{qca}}$	Exergía química de mezcla
$Ex_{Recurso}$	Exergía del recurso
$Ex_{trabajo}$	Exergía de un flujo de trabajo
ETBE	Ethyl tert butyl ether
H	Entalpía
k	Constante de velocidad de reacción
L	Ácido Linoleico
La	Ácido Láurico
LHHW	Langmuir Hinshelwood Hougen Watson
M	Ácido Mirístico

MTBE	Metiltert-butil éter
n	átomos de cada elemento
NRTL	Non-Ramdom Two Liquid
O	Ácido Oléico
P	Ácido Palmítico
PAH	hidrocarburo aromático policíclico
P_c	Presión crítica
PC-SAFT	Statistical Associating Fluid Theory
Q	Flujo de calor
R	Constante ideal de los gases
RFF	Racimo de fruto fresco
S	Ácido Esteárico (composiciones de los aceites) Entropía (evaluación exergética)
SRK	Soave Redlich Kwong
STL	Secunda ley de la termodinámica
T	Temperatura
TAG	Triacilglicéridos (nombre usado para los triglicéridos)
TAME	Metil ter-Amil éter
T_c	Temperatura crítica
V_c	Volumen Crítico
y	Fracción molar
ΔG_f°	Energía de Gibbs estándar de formación
ε	Eficiencia exergética
Subíndices	
o	Condición de referencia

ARTÍCULOS PUBLICADOS

Wilmer A. Jaimes, Paola A. Acevedo, Viatcheslav Kafarov (2010). Exergy Analysis of Palm Oil Biodiesel Production. Chemical Engineering Transactions, vol. 21 p. 1345 – 1350. ISSN: 1974-9791

Wilmer Jaimes, Paola Acevedo, Viatcheslav Kafarov (2012). Comparison of technology alternative for palm oil biodiesel production using exergy analysis. - Computer Aided Chemical Engineering, vol 30, p. 207 – 211. ISBN: 978-0-444-59431-0

Wilmer A. Jaimes, Stefany Rocha, Jeniffer N. Vesga y Viatcheslav Kafarov (2012). Análisis termodinámico del proceso real de extracción de aceite de palma africana. Prospectiva. Prospect. Vol. 10, No. 1. 2012, págs. 61-70.

PARTICIPACIÓN EN EVENTOS

- IV Simposio de Química Aplicada - SIQUIA 2009. En: Armenia (Colombia). Ponencia titulada: Evaluación de los impactos ambientales en la producción de Biodiesel de palma africana mediante análisis de ciclo de vida “De la Cuna a la Cuna”. Libro: Memorias del IV Simposio de Química Aplicada SIQUIA - 2009, ISBN: 978-958-8593-12-8
- 13th Conference on Process Integration, Modeling and Optimization for Energy Saving and Pollution Reduction - PRESS 2010. En: República Checa. Ponencia titulada: Exergy analysis of palm oil biodiesel production. Libro: Summaries 4 PRESS 2010 Conference, Editorial Board, p.1698, v.4
- XXIX Congreso Latinoamericano de Química – CLAQ 2010. En: Cartagena de Indias (Colombia). Ponencia titulada: Evaluación de una planta de producción de biodiesel de aceite de palma aplicando el concepto de exergía, Ponencia Oral. Libro: Memorias del XXIX Congreso Latinoamericano de Química – CLAQ 2010. ISBN: 978-958-99607-0-7.
- IV Congreso internacional de Ciencia y Tecnología de los Biocombustibles – CIBSCOL 2010, Del 30 de Noviembre al 3 de Diciembre de 2010. En Bucaramanga (Colombia). Ponencia titulada: Evaluación del Proceso de Producción de Biodiesel a través de Análisis Exergético. Ponencia Oral. Libro de Memorias ISBN: 978-958-44-8185-6
- XII Seminario Internacional del Medio Ambiente y Desarrollo Sostenible, “Ciencia y Tecnología para la Supervivencia”- SIMADS 2011. Del 10 al 12 de Agosto de 2011. En Bucaramanga (Colombia). Ponencia titulada: Evaluación termodinámica del proceso de extracción de aceite de palma. Ponencia Oral. Libro de Memorias ISBN: 978-958-46-0101-8

- XXVI Congreso Colombiano de Ingeniería Química, “Energía y Desarrollo Sostenible” – CCIQ 2011, Del 21 al 23 de Septiembre del 2011. En: Barrancabermeja (Colombia). Ponencia 1 titulada: Evaluación Exergética del Proceso de Extracción de Aceite de Palma Africana, Ponencia Poster.
Ponencia 2 titulada: Análisis Exergético de una Planta de Producción de Biodiesel de Aceite de Palma, Ponencia Oral.
Libro de Memorias ISSN: 1692-925X

- III Congreso Internacional de Materiales, Energía y del Medio Ambiente – CIMEM 2011, Del 2 al 4 de Noviembre de 2011. En: Barranquilla (Colombia). Ponencia titulada: Análisis Termodinámico del Proceso Real de Extracción de Aceite de Palma Africana. Ponencia Oral. Libro de Memorias ISBN: 978-958-8524-58-0

- V Congreso Internacional de Ciencia y Tecnología de los Biocombustibles – CIBSCOL 2012, Del 5 al 8 de Junio de 2012. En: Bucaramanga (Colombia). Ponencia titulada: Comparison of Technology Alternative for Palm Oil Biodiesel Production using Exergy Analysis. Ponencia Poster. Libro de Memorias ISBN: 978-958-46-0616-7

TRABAJOS DE GRADO CODIRIGIDOS

Sierra, C. y Casas, J. *Análisis exergético de una planta de producción de biodiesel de aceite de palma*. Tesis pregrado, Universidad Industrial de Santander (Bucaramanga). 2011.

Rocha, S. y Vesga P., J. *Evaluación exergética del proceso de extracción de aceite de palma africana*. Tesis pregrado, Universidad Industrial de Santander (Bucaramanga). 2011

Patiño, María F. y Ortega, G. *Predicción de las propiedades fisicoquímicas del aceite de palma africana y de higuera mediante la implementación de métodos predictivos y su programación en la herramienta MATLAB*. Tesis pregrado, Universidad Industrial de Santander (Bucaramanga). 2011.

Balaguera R., J. *Análisis exergético del proceso de producción de biodiesel mediante destilación reactiva*. Tesis pregrado, Universidad Industrial de Santander (Bucaramanga). 2012.

BIBLIOGRAFÍA

ACEVEDO, P. A. *Herramienta de análisis de alternativas de producción incorporando el ACV "Cuna a Cuna" a los metodos tradicionales. Comparación de biodiesel de palma e higerilla*. Bucaramanga - Colombia : Tesis de Doctorado , 2012.

AGREDA, V. H., PARTIN, L. R. y HEISE, W. H. *High-Purity Methyl Acetate via Reactive Distillation*. 1990, Chem. Eng. Prog., Vol. 86, pág. 40.

AL- NAJEM, N. M. y DIAB, J. M. *Energy-exergy analysis of a diesel engine*. 1992, Heat Recovery Systems and CHP, Vol. 12 (6), págs. 525-529.

ÁVILA, A., BULA, A. y SANJUÁN, H. *Cinética de la Transesterificación de la Oleína de Palma Africana con Etanol*. 2008, Interciencia, Vol. 33 (3).

BALAGUERA R., J. *Análisis exergético del proceso de producción de biodiesel mediante destilación reactiva*. Bucaramanga : Tesis Pregrado, Universidad Industrial de Santander, 2012.

BECERRA O., M. *Desarrollo de catalizadores sólidos de naturaleza básica y su aplicación en la producción de biodiesel a partir de aceite de palma africana*. Bucaramanga : Tesis de Maestria - Universidad Industrial de Santander, 2009.

BERNAL, F. *El cultivo de la palma de aceite y su beneficio - Guia general para el nuevo palmicultor*. Bogota : Fedepalma y Cenipalma, 2005.

BEST, R., ISLAS, J. y MARTÍNEZ, M. *Exergy efficiency of an ammonia-water absorption system for ice production*. 1993, Applied Energy, Vol. 45 (3), págs. 241 - 256.

BODVARSSON, G. y EGGERS, D. E. *The exergy of thermal water*. 1972, Geothermics Vol. 1 (3), págs. 93-95.

BUNYAKIAT, K., MAKMEE, S., SAWANGKEAW, R. y NGAMPRASERTSITH, S. *Continuous production of biodiesel via transesterification from vegetable oils in supercritical methanol*. 2006, Energy Fuels Vol. 20, págs. 812–817.

CASTAÑEDA, A. y FLOREZ, J. *Aplicación del análisis del ciclo de vida para la producción de biodiesel a partir del aceite de palma empleando la metodología "De la cuna a la cuna"*. Bucaramanga - Colombia : Tesis Pregrado, 2008.

CASTRO, C. y FIGUEROA, R. *Evaluación del análisis de ciclo de vida para la producción de biodiesel a partir de aceite de higuera en el eje cafetero*. Bucaramanga - Colombia : Tesis Pregrado, 2009.

CENIPALMA. El centro de Investigación e Innovación Tecnológica en Palma de Aceite. [En línea] 2012. <http://www.cenipalma.org/>.

CERÓN S., A. *Evaluación experimental de la producción de biodiesel por destilación reactiva*. Manizales (Colombia) : Tesis Maestría, Universidad Nacional sede Manizales, 2010.

CONSTANTINO, L. y GANI, R. *New Group Contribution Method for Estimating Properties of Pure Compounds*. No. 10, 1994, AIChE Journal - Dinamarca, Vol. 40.

CORPODIB. *Programa estratégico para la producción de biodiésel - combustible automotriz a partir de aceites vegetales*. Bogotá. Colombia : s.n., 2003.

DARNOKO, D. *Kinetics of Palm Oil Transesterification in a Batch Reactor*. 2000, Journal of the American Oil Chemists' Society, Vol. 77 (12), págs. 1263 – 1267.

DEMIRBASS A. *Biodiesel, a realistic fuel alternative for diesel engines*. Ed. Springer, Inglaterra. Pág. 111 – 139.

DE OLIVEIRA, S. y VAN HOMBEECK, M. *Exergy analysis of petroleum separation processes in offshore platforms*. De 1997, *Energy, Conversion and Management*, Vol. 38 (15-17), págs. 1577-1584.

DÍAZ, M., ENSINASA, A., NEBRAC, S., FILHOA, R. M., ROSSELLA, C. y WOLF, M. L. *Production of bioethanol and other bio-based materials from sugarcane bagasse: Integration to conventional bioethanol production process*. 2009, *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 87, págs. 1206 - 1216.

DIMIAN, A. C. *Innovative process for fatty acid esters by dual reactive distillation*. 2009, *Computers and Chemical Engineering*, Vol. 33, págs. 743–750.

DINCER, I. y ROSEN, M. A. *Exergy, energy, environment and Sustainable Development*. Oxford : Elsevier, 2007.

DOHERTY, M. F. y BUZAD, G. *Reactive distillation by design*. 1992, *Trans. IChemE*, pág. 448.

DUFFEY A. *Estudio regional sobre economía de los biocombustibles 2010: temas clave para los países de América Latina y el Caribe*. Santiago de Chile. 2011

EL-SAYED, Y. *Application of exergy to design*. 2002, *Energy Conversion and Management*, Vol. 43 (9-12), págs. 1165-1185.

FANGRUI, M. y MILFORD, H. *Biodiesel Production: a Review*. 1999, *Bioresource Technology*, Vol. Vol. 70, págs. 1 – 15.

FEDEPALMA. La Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite. [En línea] 2012. <http://www.fedepalma.org/>.

GARCIA, C., TEIXEIRA, S., MARCINIUK, L. L. y SCHUCHARDT, U. *Transesterification of soybean oil catalyzed by sulfated zirconia*. 14, s.l.: Bioresour. Technol, 2008, Vol. 99.

GARCIA, J. y GARCIA, J. *Informe de Vigilancia Tecnológica - Biocarburantes Líquidos: Biodiesel y Bioetanol*. Madrid : Universidad Rey Juan Carlos, 2006.

GHARAGHEIZI F., MEHRPOOYA M. *Prediction of standard chemical exergy by a three descriptors QSPR model*. Energy Conversion and Management. Vol. 48, 2007. Pág. 2453–2460

GIBBS, J. W. *A method of geometrical representation of thermodynamic properties of substances by means of surfaces*. Collected Works : W. R. Longley, 1873.

GONZALEZ, M. y VARGAS, R. *Análisis de ciclo de vida para la producción de biodiesel a partir de aceite de higuera. Escenario: Cultivo en el eje cafetero por transesterificación en medio ácido y etanol*. Bucarmanga - Colombia : Tesis Pregrado, 2009.

GUNSTONE, F. *Vegetable Oils in Food Technology: Composition, Properties and Uses, 1 ed.* . Canada : Blackwell Publishing Ltda, 2002.

HE, B. B., SINGH, A. P. y J. C., THOMPSON. *Experimental optimization of a continuous-flow reactive distillation reactor for biodiesel production*. 2005, Tran. of the ASAE, págs. 2237-2243.

KASTEREN, J. y NISWORO, P. *A process model to estimate the cost of industrial scale biodiesel production from waste cooking oil by supercritical*

transesterification. 2007, Resources, Conservation and Recycling, págs. Vol. 50, 442–458.

KISS, A. *Novel process for biodiesel by reactive absorption*. 2009, Separation and Purification Technology, Vol. 69, págs. 280–287.

KOOT, L. W. *Exergy losses in a flash evaporator*. 1968, Desalination, Vol 5 (3), págs. 331-348.

KORONEOS, C., SPACHOS, T. y MOUSSIOPOULOS, N. *Exergy analysis of renewable energy sources*. 2003, Renewable Energy, Vol. 28 (2), págs. 295-310.

KOTAS, T. J. *Exergy concepts for thermal plant : First of two papers on exergy techniques in thermal plant analysis*. 1980, International Journal of Heat and Fluid Flow, Vol. 2 (3), págs. 105-114.

KUMAR, B. y RAJESH, P. *Esterification of Free Fatty Acids Using Sulfated Zirconia*. s.l. : World Renewable Energy Congress, 2008.

KUSDIANA, D. y SAKA, S. Methyl esterification of free fatty acids of rapeseed oil as treated in supercritical metanol. *Journal of chemical engineering of Japan*. 2001, Vol. 34 (3).

KUSDIANA, D. y SAKA, S. Two-step preparation for catalyst-free biodiesel fuel production: Hydrolysis and methyl esterification. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. 2004, Vol. 115, 1-3.

LIN, Yu-Der, Chen, J. H., Cheng, J. K., Huang, H. P. Cheng-Ching Yu. *Process alternatives for methyl acetate conversion using reactive distillation*. 2008, Chemical Engineering Science, Vol. 63, págs. 1668 – 1682.

MARCHETTI, J. M., MIGUEL, V. U. y ERRAZU, A. F. *Possible methods for biodiesel production*. 2007, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Vol. 11 (6), págs. 1300–1311.

MARTINEZ, D. y JAIMES, W. *Aplicación de la metodología análisis de ciclo de vida " De la cuna a la cuna" al biodiesel producido a partir de aceite de palma africana en Sabana de Torres*. Bucaramanga - Colombia : Tesis Pregrado, 2009.

MAZO, P., GALEANO, L., RESTREPO, G. y RÍOS, L. *Esterificación de los Ácidos Grasos Libres del Aceite Crudo de Palma - Calentamiento convencional vs Microondas*. 2007, *Scientia et Technica*, Vol. 35 (1), págs. 461 - 466.

MINAMBIENTE. Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible. [En línea] [Citado el: 05 de Mayo de 2013.]<http://www.minambiente.gov.co/contenido/contenido.aspx?catID=151&conID=294>.

OMOTA, F., DIMIAN, A. C. y BLIEK, A. *Fatty acid esterification by reactive distillation: Part I: Equilibrium- Based Design*. 2003, *Chemical Engineering Science*, págs. 3159-3174.

PELLEGRINI, L. y OLIVEIRA, S. *Exergy analysis of sugarcane bagasse gasification*. *Energy* 2007.Vol. 32.Pág. 314 – 327.

QUIJANO, C. *Evaluación técnico-económica de una planta de producción de biodiesel a partir de aceite de palma utilizando de software aspen icarus process evaluator 2006*. 2010, Tesis Pregrado - UIS Bucaramanga.

RANT, Z. *Exergie, ein neues Wort für "Technische Arbeitsfähigkeit" - (Exergy, a new word for "technical available work")*. *Forschung auf dem Gebiete des Ingenieurwesens* (22) : s.n., 1956.

RESOLUCION 1555. *Sello Ambiental Colombiano*. Bogota - Colombia : http://www.minambiente.gov.co/documentos/res_1555_201005.pdf, 2005.

RIVERO R., G. *Standard chemical exergy of elements updated*. Energy 31 (2006).Pág. 3310-3326

RIVERO, R., RENDON, C. y MONROY, L. *The Exergy of Crude Oil Mixtures and Petroleum Fractions: Calculation and Application*. No.3, 1999, Int.J. Applied Thermodynamics, Vol.2, págs. 115-123.

ROCHA, S. y VESGA P., J. *Evaluacion exergética del proceso de extracción de aceite de palma africana*. s.l. : Tesis pregrado, 2011.

ROSEN, M. A. y DINCER, I. *Exergy–cost–energy–mass analysis of thermal systems and processes*. 2003, Energy Conversion and Management, Vol. 44 (10), págs. 1633-1651.

ROSSELL, M. *Análisis Exergético de una Central Termoeléctrica de Ciclo de Vapor*. Mexico : Tesis, Universidad de las Américas, 2005.

SAKA, S. y MINAMI, E. *Novel Non-catalytic Biodiesel Production Process by Supercritical Methanol as NEDO (High Efficiency Bioenergy Conversion Project)*. Bangkok - Thailand : 2nd Joint International Conference on "Sustainable Energy and Environment", 2006.

SANTANDER, C. *Simulación de una Planta de Producción y Purificación de Biodiesel a partir de Aceite de Palma y Etanol Usando el simulador Comercial HYSYS PLANT 3.2*. Bucaramanga : Tesis pregrado - Universidad Industrial de Santander, 2007.

SATRIANA, M. *Kinetic study of esterification of free fatty acid in low grade crude palm oil using sulfuric acid*. 1, s.l. : Asean Journal of Chemical Engineering, 2008, Vol. 8.

SCOTT, D. *Exergy*. 2003, International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 28 (4), págs. 369-375.

SENDZIKIENE, E., MAKAREVICIENE, V., JANULIS, P. y KITRYS S. *Kinetics of free fatty acids esterification with methanol in the production of biodiesel fuel*. N°12, 2004, European Journal of Lipid Science and Technology - Alemania, Vol. 106, págs. 831-836.

SHAPIRO, H. Y MORAN, M. *Exergy Analysis. Fundamentals of Engineering Thermodynamics*. 5 ed. John Wiley & Sons Ltd, (2006). p. 272 – 315.

SIERRA, C. y CASAS, J. *Análisis exergético de una planta de producción de biodiesel de aceite de palma*. Bucaramanga : Tesis pregrado, 2011.

SINGH, A. P., THOMPSON, J. C. y HE, B. B. *A Continuous-flow Reactive Distillation Reactor for Biodiesel Preparation from Seed Oils*. Moscú : Biological & Agricultural Engineering Department, 2004.

SIT, C. y CHERYAN, M. *Kinetic study on transesterification of palm oil*. N°2, 2004, Journal of Oil Palm Research - Kuala Lumpur, Vol.16, págs. 19-29.

SORIN, M., LAMBERT, J. y PARIS, J. *Exergy Flows Analysis in Chemical Reactors*. 1998, Chemical Engineering Research and Design, Vol. 76 (3), págs. 389-395.

SZARGUT, J. *Chemical exergies of the elements*. Applied Energy 1989; 32. 269 – 86.

TALENS, L., VILLALBA, G. y GABARRELL, X. *Exergy analysis applied to biodiesel production*. 2007, Resources, Conservation and Recycling, Vol. 51 (2), págs. 397-407.

TANIGUCHI, H., MOURIB, K. NAKAHARAC, T. y ARAID, N. *Exergy analysis on combustion and energy conversion processes*. 2005, Energy, Vol. 30 (2-4), págs. 111-117.

THIRUMALESHWAR, M. *Exergy method of analysis and its application to a helium cryorefrigerator*. 1979, Cryogenics, Vol 19 (6), págs. 355-361.

TRUBAEV, P. A. *Exergy Analysis of thermal processes in the building materials industry*. 2006, Theoretical Foundations of Chemical Engineering, Vol. 40 (2), págs.175-182.

UYAZAN, A. M., GIL, I.D., AGUILAR, J.L., RODRÍGUEZ, G. y CAICEDO, L.A. *Producción de Alcohol Carburante por Destilación Azeotrópica Homogénea con Glicerina*. Bogotá - Colombia : Universidad Nacional de Colombia.

VALERO, A., BOTERO, E., and VALERO, A. *Exergy accounting of natural resources*. *Exergy, Energy System Analysis and Optimization from Encyclopedia of Life Support Systems (EOLSS)*, Developed under the Auspices of the UNESCO EOLSS Publishers, Oxford, UK; Online encyclopedia: <http://www.eolss.net>

VAN GERPEN, J., SHANKS, B. y PRUSZKO, R. *Biodiesel Production Technology*. 2004, National Renewable Energy Laboratory, págs. 34 - 40.

VERA, C., D'IPPOLITO, S. A., PIECK, C. L. y PARERA J. M. *Optimización de un proceso de producción de biodiésel basado en transesterificación supercrítica no catalítica*. 2005, Instituto de Investigaciones en Catálisis y Petroquímica (INCAPE), Universidad Nacional del Litoral.

VERKHIVKER, G. P. y KOSOY, B. V. *On the exergy analysis of power plants*. 2001, *Energy Conversion and Management*, Vol. 42 (18), págs. 2053-2059.

WALL, G. Exergy - A useful concept. [En línea] [Citado el: 01 de Agosto de 2012.] <http://www.exergy.se/goran/thesis/index.htm>.

WALL, G. *Exergy flows in industrial processes*. 1988, *Energy*, Vol. 13 (2), págs. 197-208.

WAMBECK, N. *Oil palm Process Synopsis. Vol.1: Oil palm mill systems and process*. Malasia : 2 ed. [CD-ROM], 1999.

WEAST R. C. *Handbook of Chemistry and Physics*. Ed. 64th, New York, McGraw Hill. 1986

ZAPATA, C., MARTÍNEZ, I. D., CASTIBLANCO, E. y HENAO, C. *Producción de Biodiesel a Partir de Aceite Crudo de Palma: 1. Diseño y Simulación de Dos Procesos Continuos*. En: *Dyna. Medellín*, .. (marzo) p. . No. 151, 2007, DYNA - Medellín, Vol. 74, págs. 71 – 82.

ZHANG, Y., DUBÉA, M., MCLEANA, D. y KATES, M. *Biodiesel Production from Waste Cooking oil: 1 Process Design and technological assessment*. 2003, *Bioresource Technology*, Vol. 89 (1), págs. 1-16.

ANEXO A

PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE DE PALMA

La extracción de aceite de palma en la mayor parte del mundo y específicamente en Colombia se realiza a través de procesos mecánicos, es decir mediante el uso de prensas. A continuación se describen las principales etapas que se llevan a cabo para el proceso de extracción de aceite de palma en una planta de beneficio (las imágenes mostradas corresponden a una planta que opera en la región de San Alberto - Cesar):

Cosecha. Los racimos al cumplir su proceso de maduración, deben ser cosechados o cortados y llevados a la planta de beneficio rápidamente, con el fin de evitar que aumente el contenido de ácidos grasos libres (AGL) del aceite dentro de los frutos, como producto de una reacción química, en la cual, actúa como catalizador una enzima llamada lipasa. Esta reacción indeseada avanza rápidamente desde el momento que alcanza su proceso de maduración, además, puede suceder por largos tiempos de almacenamiento en planta, por el contacto con agua e impurezas y por los microorganismos presentes en las mismas [Bernal, 2005].

Figura 39. Racimos cosechados y listos para el proceso de extracción



Fuente: Autor

Esterilización. Una vez los racimos llegan a la planta de beneficio, se descargan en una tolva. Ésta alimenta las vagonetas o carros que luego se introducen en los autoclaves o cilindros grandes cerrados, en donde se le realiza un proceso de cocimiento a los racimos por medio del ingreso de vapor saturado a 446,03 kPa en un ciclo (de tres picos de presión), en donde se cumplen los siguientes objetivos [Wambeck, 1999].

- Preparar los frutos por cocción para la extracción del aceite.
- Inactivación la enzima lipasa para minimizar el proceso de acidificación.
- Coagular las proteínas e hidrolizar las gomas que impiden la separación del aceite.
- Facilitar el ablandamiento y el rompimiento de la union entre el raquis y los frutos del racimo para el desfrutamiento.

Como producto del proceso de esterilización se obtiene el fruto cocido, efluentes y vapor residual.

Figura 40. Vagonetas y autoclaves de una planta de beneficio



Fuente: Autor

Desfrutamiento. Una vez esterilizados los racimos, pasan al desfrutador o tambor rotatorio, en donde se separan los frutos del raquis o tusa. El desfrutador es un tambor a manera de jaula que gira sobre un eje central; los racimos a desfrutar pasan al interior del tambor y golpean de forma repetitiva los barrotes longitudinales del mismo, acción que produce el desprendimiento de los frutos [Bernal, 2005].

Figura 41. Tambor rotatorio para el desfrutamiento



Fuente: Autor

Los frutos separados pasan a la siguiente etapa del proceso, mientras que los racimos vacíos –o tusas- salen por una banda, como un subproducto del proceso, para ser aplicados luego en el campo, como abono orgánico de alta eficiencia por su composición [Wambeck, 1999].

Digestión. Después de que los racimos han sido desfrutados, los frutos son recalentados y la pulpa es desprendida de las nueces por un proceso de maceración con ingreso de vapor, que en conjunto producen que las paredes de las celdas que contienen el aceite en el fruto se rompan, de tal manera que pueda ser fácilmente expulsado o extraído fuera de las celdas rotas durante el proceso de extracción por prensado en la etapa siguiente.

La digestión se efectúa en recipientes cilíndricos verticales (llamados digestores), provistos de un eje central con brazos de agitación a bajas revoluciones, frenos ubicados en las paredes y boquillas o flautas para el ingreso de vapor, para lograr sus objetivos [Wambeck, 1999; Bernal, 2005].

Figura 42. Digestor



Fuente: Autor

Prensado. Los frutos digeridos son prensados dentro de una canasta perforada horizontal de forma cilíndrica, en donde, por la acción mecánica de dos tornillos sinfín de paso regresivo y girando paralelamente en sentido contrario, a través de los huecos de la canasta, sale un licor o mezcla con alto contenido de aceite ó mejor conocido como licor de prensa y por la parte superior de los tornillos sale la masa sólida también conocida como torta de prensado, compuesta básicamente por fibras, nueces, y agua [Wambeck, 1999]. En este punto del proceso se dividen las corrientes, es decir, el licor de prensa sigue su línea hacia la clarificación de aceite de palma, y la torta se destina hacia la palmistería.

Figura 43. Prensado de los frutos



Fuente: Autor

Clarificación. Posterior al prensado, al licor de prensa se le agrega agua para lograr una dilución, ésta misma facilita la separación y purificación del aceite en la etapa conocida como clarificación, este licor, contiene aceite, agua, lodos livianos (compuestos por pectinas y gomas) y lodos pesados (compuestos por tierra, arena y otras impurezas). Para lograr dicha separación, se aprovecha la característica de inmiscibilidad entre el agua y el aceite [Bernal, 2005]. El proceso de clarificación se divide en dos partes:

Clarificación estática (por decantación): en esta etapa se logra separar hasta el 90% del aceite contenido en el licor. Esto se logra por la decantación sin movimiento, en condiciones de temperatura que faciliten el desplazamiento de las partículas por la diferencia de densidades, en donde el aceite (partículas livianas) se suspenden y las partículas más pesadas o lodos caen por la diferencia de densidades, se van decantando y se bombean hacia la etapa de clarificación dinámica. El aceite se recoge por rebose y es bombeado hacia un proceso de secado. Esto se logra en unos recipientes cilíndricos verticales y otros rectangulares provistos de

serpentines de vapor y colectores a diferentes niveles para lograr los objetivos de separación [Wambeck, 1999].

Figura 44. Tanques para la clarificación estática



Fuente: Autor

Clarificación Dinámica (por centrifugación): en esta etapa se requiere para la separación un movimiento producido por una fuerza centrífuga en el caso particular, haciendo uso para esto de una centrífuga desladora operando a altas velocidades. Durante esta etapa se logra una recuperación de alrededor del 10% de aceite contenido en el lodo exclarificado. El agua y los lodos pesados (efluentes) salen por las boquillas o toberas y el aceite y los lodos livianos, también conocido como recuperado de centrífuga, se concentran en el centro y son descargados por un tubo recolector llamado “recuperador” los cuales se recirculan hacia

la clarificación estática junto con el licor de prensa. La fracción líquida residual o efluentes, se van hacia una etapa de tratamiento posterior [Wambeck, 1999].

Figura 45. Centrifugas para la clarificación dinámica



Fuente: Autor

Secado. El aceite sale de la etapa anterior con un porcentaje de humedad e impurezas residuales que deben ser reducidas; para lograr esto es sometido a una última etapa de secado en la cual se debe reducir la humedad del aceite (como mínimo entre 0,1 y 0,2%); para esto se utiliza un secador al vacío que opera entre 343,15 y 353,15 K. Allí se evapora la humedad del aceite mediante un vacío de alrededor de 27,5 in Hg (el agua se evapora a unos 328,15 K a ese vacío). El aceite de palma se bombea de esta etapa como producto final a su respectivo almacenamiento [Wambeck, 1999].

Palmisteria. Esta etapa se realiza la recuperación y acondicionamiento de la almendra o palmiste, contenido en la torta después del prensado, esta etapa se realiza en una planta de procesamiento de almendra ubicada posterior al proceso

de obtención del aceite de palma, pero este proceso no se tuvo en cuenta dentro del desarrollo del presente trabajo. En este proceso se realizan etapas de separación neumática, secado, clasificación y trituración para lograr la ruptura de las nueces, y así poder realizar recuperación de la almendra de la que se derivan el aceite y la torta de palmiste [Wambeck, 1999; Becerra, 2009].

ANEXO B

PRODUCCIÓN DE BIODIESEL CON CATÁLISIS BÁSICA EN FASE HETEROGÉNEA (CASO 2)

Este proceso de producción de biodiesel inició con la definición de cada uno de los componentes necesarios para la simulación (la versión usada fue Aspen Hysys 2006.5), se encontró que la mayoría de los compuestos estaban disponibles dentro del simulador; sin embargo fue necesario estimar las propiedades críticas de algunos triglicéridos por el método de contribución de grupos propuesto por Constantinou y Gani [1994] para su creación como hipotéticos en la base de datos del software. Los paquetes de fluidos seleccionados fueron cuatro, para la fase líquida se eligió el modelo de actividad NRTL, puesto que se tienen compuestos altamente polares como el metanol y la glicerina [Zhang y otros, 2003]; para la fase vapor se empleó la ecuación de Peng-Robinson; para el caso de flujos con alto contenido de triglicéridos se utilizó el modelo de ecuación de estado BWRS y para corrientes con gran porcentaje en metil-ésteres se empleó el modelo semi-empírico de Chao Seader [Rivero y otros, 2006].

Definidos los compuestos y los paquetes de fluido se inició la simulación del proceso con las corrientes de metanol (se consideró una pureza del 100%) y aceite crudo de palma donde se tuvieron en cuenta los seis triglicéridos de mayor porcentaje en el ACP: PLO¹, PLP, OOO, POO, POP y PPP, la tabla 5 muestra la composición peso a peso usada y fue obtenida según lo reportado en el libro de Frank D. Gustone [2002] para el aceite de palma. Las condiciones de temperatura y presión para los dos flujos a la entrada del proceso fueron de 25 C y 1 atm, donde fueron mezclados con el ácido sulfúrico (catalizador) y precalentados

¹ Triglicéridos formados por los ácidos grasos correspondientes a P= ácido palmítico, O= ácido oleico y L= ácido linolénico.

mediante un intercambiador de calor (Equipo **E-100** de la figura 9) hasta los 60 °C antes de ingresar al reactor de esterificación (**CSTR-101**), las condiciones se mencionaron previamente en la metodología. A la salida de este reactor la temperatura es reducida y mezclada con NaOH para neutralizar el pH de la corriente en el reactor **CRV-101**, luego la corriente principal se llevó a las condiciones necesarias para que mediante un separador de fases eliminar los productos de la neutralización (corriente **110**) y dividir la corriente en dos flujos, uno con mayor proporción de alcohol (**111**) y la otra rica en triglicéridos (**112**); la primera es llevada a una columna de destilación (**T-100**) donde se eleva el grado de pureza del alcohol para ser recirculada al proceso. La corriente **112** se calentó y mezcló nuevamente con el metanol recirculado para entrar al reactor **CSTR-102** donde ocurre la reacción de transesterificación a las condiciones mencionadas en el capítulo 6.

Para la separación y purificación del biodiesel final se comenzó con la neutralización del pH de la corriente que descarga del reactor y la separación de los residuos de esta; luego mediante una columna de destilación (**T-101**) se separó el metanol remanente para reingresarlo a la etapa de transesterificación y la corriente principal rica en metil-esteres fue llevada a una extracción líquido líquido (**T-102**), donde usando agua como agente extractor a 20 °C y 120 kPa [Zapata y otros, 2007] necesitó una relación molar de agua/alimento de 65 para que el biodiesel final cumpliera con los requisitos exigidos por la norma ASTM. Una nueva etapa fue implementada en la simulación y fue la separación de la glicerina (torre **T-103**), donde además de recuperar y recircular el agua a la torre de extracción líquido-líquido y se separó el co-producto de la reacción (glicerina). La relación de reflujo molar usada en esta columna fue 2 y el porcentaje de recuperación agua para recirculación fue cercano al 100 %.

ANEXO C

PRODUCCIÓN DE BIODIESEL CON CATÁLISIS ACIDA EN FASE HETEROGÉNEA (CASO 3)

Este proceso fue simulado en el software Hyprotech HYSYS 3.2, y el objetivo fue la producción de 80000 ton/año de biodiesel que cumpliera con los requisitos de ley para su comercialización y uso en combustibles fósiles, pero usando una tecnología prometedora como es la hidrólisis y posterior esterificación en condiciones súper críticas. Para ello se inicia con la especificación de los compuestos necesarios en el proceso y su inclusión en la base de datos del software; para este caso se definió el modelo termodinámico como el UNIQUAC, puesto que según Santander en 2007 sugiere que es el que mejor representa el comportamiento de los compuestos involucrados [Santander, 2007].

La simulación de la planta inicia con el aceite crudo de palma a 25 °C y 1 atm de presión y una composición considerada como una mezcla de 10 triglicéridos que representan el 97% del aceite (la tabla 6 muestra la composición en masa de cada uno), el restante hace referencia a la acidez del mismo considerado como ácido palmítico; esta corriente junto con el agua necesaria para la hidrólisis son mezcladas y calentadas hasta alcanzar la temperatura de 290 °C (Equipo **V-101** de la figura 14) y una presión 20 MPa para que se lleve a cabo la reacción (reactor **CRV-100**), estas condiciones fueron estudiadas por Saka y colaboradores desde 2001 donde alcanzaron conversiones superiores al 80%, la relación molar agua/aceite usada fue de 60/1 [Saka y otros, 2006; Kusdiana y otros, 2001; Kusdiana y otros, 2004]. Luego el producto del reactor fue llevado a un separador flash (**V-105**) donde se retiró el agua de exceso (para recircularlo de nuevo al proceso) y posteriormente a una columna (**T-100**) donde se busca separar los ácidos grasos de la glicerina, estos últimos son llevados a una sección de purificación, mientras los ácidos continúan su recorrido y son mezclados con el

etanol y llevados a las condiciones de 120 °C y 450 kPa (**E-101**), donde ocurrió la esterificación en un reactor de lecho empacado (**PFR-100**), esta reacción fue considerada según lo reportado por García y colaboradores [García y otros, 2008; Uyazan y otros], y se uso un catalizador solido de carácter ácido.

Balance en el reactor de esterificación

Reactivos:

Triglicéridos usados en el proceso: PPS, POP, POS, PLP, POO, SOO, PLO, OOO, PPP, PLL

Etanol: $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (Peso molecular: 46,07g/mol)

Ácidos grasos: Ácido palmítico (P), Ácido oleico (O), Ácido Linoleico (L), Ácido esteárico (S)

Estructuras:

P: $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COOH}$ (Peso molecular: 256,4 g/mol)

O: $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$ (Peso molecular: 282,4 g/mol)

L: $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$ (Peso molecular: 280,4g/mol)

S: $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\text{COOH}$ (Peso molecular: 284,4 g/mol)

Productos

Etil-Ester (A. de palmítico): $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COO-CH}_2\text{CH}_3$
(Peso molecular: 284,5 g/mol)

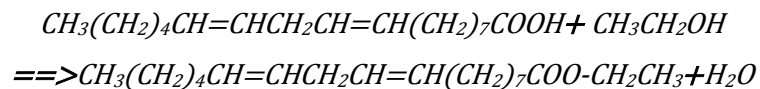
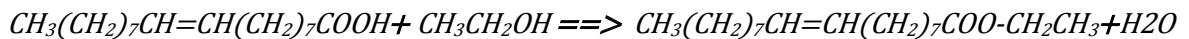
Etil-Ester (A. de oleico): $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COO}-\text{CH}_2\text{CH}_3$
(Peso molecular: 310,5 g/mol)

Etil-Ester (A. de linoleico): $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COO}-\text{CH}_2\text{CH}_3$
(Peso molecular: 308,5 g/mol)

Etil-Ester (A. de esteárico): $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\text{COO}-\text{CH}_2\text{CH}_3$
(Peso molecular: 312,5 g/mol)

Agua: (Peso molecular: 18,02 g/mol)

ÁcidoGraso + Etanol ==> Etil - ester + Agua



1103,6(Acidos) + 184,28(alcohol) ==> 1216(Biodiesel) + 72,08(Agua)

Teóricamente la máxima relación másica biodiesel/aceite por relación estequiométrica es de **1,1018**

Además, la norma ASTM y EN 14214 (tabla 9) exigen un mínimo al biodiesel de 96,5% en peso de esteres, esto me permite calcular una relación biodiesel/aceite de **1,1418**

Tabla 31. Datos sobre algunas corrientes de proceso– caso 3

Corriente	Flujo Másico [kg/h]	Temperatura [C]	Presión [Atm]	Fracción Molar																				
				Etanol	Glicerol	PPP	H ₂ O	ácido palmítico	PPS	ácido esteárico	POP	ácido oleico	POS	PLP	Ácido Linolénico	POO	SOO	PLO	OOO	PLL	etil oleato	etil palmitato	etil estearato	Etilinoleato
A-01	15629	210,7	1,00	-	-	0,023	-	0,102	0,005	-	0,124	0,110	0,022	0,036	-	0,090	0,010	0,036	0,014	0,008	0,305	0,027	0,033	0,054
A-04	15629	350,5	148,04	-	-	0,023	-	0,102	0,005	-	0,124	0,110	0,022	0,036	-	0,090	0,010	0,036	0,014	0,008	0,305	0,027	0,033	0,054
A-08	12762	96,4	148,04	-	0,002	-	0,997	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
A-09	28391	290,0	148,04	-	0,002	0,001	0,954	0,005	-	-	0,005	0,005	0,001	0,002	-	0,004	-	0,002	0,001	-	0,013	0,001	0,001	0,002
A-11	28391	299,0	197,38	-	0,016	-	0,911	0,026	-	0,001	0,001	0,021	-	-	0,003	-	-	-	-	-	0,013	0,001	0,001	0,002
A-16	16721	170,0	1,50	-	0,124	0,001	0,292	0,211	-	0,012	0,004	0,173	0,001	0,001	0,028	0,003	-	0,001	0,001	-	0,107	0,009	0,012	0,019
A-19	497	186,8	1,00	-	0,026	-	0,974	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
A-21	15244	411,0	1,60	-	0,003	0,001	-	0,360	-	0,020	0,007	0,296	0,001	0,002	0,048	0,005	0,001	0,002	0,001	-	0,183	0,016	0,020	0,032
A-22	179608	50,0	1,00	1,000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
A-27	194870	120,1	4,43	0,979	-	-	0,008	0,001	-	-	-	0,001	-	-	-	-	-	-	-	-	0,005	0,004	0,001	0,001
A-29	172833	140,6	4,00	0,992	-	-	0,008	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
A-32	22037	109,7	1,20	0,707	0,001	-	0,008	0,018	-	-	0,002	0,019	-	0,001	-	0,002	-	0,001	-	-	0,118	0,089	0,011	0,023
A-41	152398	130,0	1,00	-	0,956	-	0,022	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,008	0,011	0,001	0,002
A-44	608	93,9	1,00	-	-	-	1,000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
A-46	16084	340,0	1,40	0,007	0,003	0,001	0,001	0,062	-	-	0,007	0,066	0,001	0,002	-	0,005	0,001	0,002	0,001	-	0,409	0,311	0,040	0,081
A-52	9260	25,0	1,00	0,011	0,005	-	0,001	0,002	-	-	-	0,001	-	-	-	-	-	-	-	-	0,376	0,490	0,034	0,080
aceite fresco	8805	25,0	1,00	-	-	0,062	-	-	0,013	-	0,336	-	0,061	0,099	-	0,243	0,027	0,099	0,039	0,022	-	-	-	-
agua de salida	13	121,4	1,00	-	0,002	-	0,997	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biodiesel	9260	25,0	1,00	0,011	0,005	-	0,001	0,002	-	-	-	0,001	-	-	-	-	-	-	-	-	0,376	0,490	0,034	0,080
Etanol Fresco	1470	25,0	1,00	0,980	-	-	0,020	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
glicerina refinada	1016	80,0	1,00	-	0,977	-	0,001	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,008	0,011	0,001	0,002

Fuente: Autor

ANEXO D

PRODUCCIÓN DE BIODIESEL CON CATÁLISIS BÁSICA EN FASE HETEROGÉNEA (CASO 4)

Para este caso de estudio el proceso de producción de biodiesel fue realizado en la versión 7.0 de Aspen Hysys y bajo la misma base de cálculo de los anteriores casos (80000 Ton/año de biodiesel); la caracterización de los compuestos usados durante la simulación fueron usados los mismo métodos que los del caso 1 (método de contribución de grupos propuesto por Constantinou and Gani). El paquete de fluidos usado en este caso fue el UNIQUAC.

Definidos los compuestos y el paquete de fluidos, la simulación inicia con dos corrientes que son la materia prima del proceso, la primera es el metanol fresco que ingresa a condiciones ambientales de temperatura y presión, y una pureza asumida del 99,5 % (0,5 % de agua) que es mezclada con alcohol remanente y el recirculado de una etapa posterior; la segunda corriente es el aceite de palma caracterizada como 6 triglicéridos y cuya composición es la misma que la usada en el segundo caso de estudio (tabla 5) y que es mezclada con un residuo con alto contenido de aceite proveniente de una etapa posterior. Estas dos corrientes son impulsadas mediante unas bombas (Equipos **P-100** y **P101** de la figura 18) y mezcladas para después elevar su temperatura hasta los 55°C mediante un intercambiador de calor (**E-100**) que es a la cual ocurrirá la reacción de esterificación en el reactor (**CSTR-100**), el catalizador usado para esta etapa fue H_2SO_4 y fue agregado directamente al reactor; las condiciones de la reacción se mencionaron en la sección 6. Una vez la reacción de pretratamiento finalizó se procedió a una neutralización con NaOH que se llevo a cabo mediante un reactor de conversión para reducir el carácter ácido debido al catalizador.

Finalizado el pretratamiento, sigue la etapa de transesterificación donde se inicia con la separación de los residuos de la neutralización y posteriormente la corriente principal se mezcló con alcohol en la proporción necesaria para la transesterificación y mediante una bomba (**P-102**) se impulsa el flujo para llevarlo a través de un intercambiador de calor (**E-102**) que controla la temperatura adecuada del proceso, el catalizador usado fue CaO solido en las condiciones estudiadas por Becerra en 2009 (en la sección 6 se describen estas condiciones de operación) [Becerra, 2009]. Luego de realizada la transesterificación la corriente principal fue calentada hasta los 140 °C (**E-105**) para separar el alcohol de exceso y el agua existente por la corriente **C20** que se recirculó al proceso; el catalizador solido se retiró del proceso por la corriente **R1** del mismo separador de fases; y la corriente principal (**C24**) continua su recorrido hacia la primera columna de destilación (**T-100**) que se encarga de separa la glicerina y el metanol restante del proceso pero arrastrando parte de los metil-esteres formados en la transesterificación, mientras los fondos ricos en metil-esteres y aun con pequeños porcentajes de triglicéridos (que no cumplen con los requerimientos mínimos para la distribución y uso del biodiesel producido) ingresan a una segunda columna (**T-101**) para retirar y recircular a la etapa de transesterificación la mayor parte de los triglicéridos presentes en el biodiesel y de esta forma lograr un biodiesel con la mayoría de las características aptas para su distribución.

Tabla 32. Datos sobre algunas corrientes de proceso– caso 4

Corriente	Flujo Másico [kg/h]	Temperatura [C]	Presión [Atm]	Fracción Molar																					
				PLO	PLP	OOO	POO	POP	PPP	A. palmítico	H ₂ O	NaOH	Metanol	M-Palmitato	M-Linoleato	M-Oleato	H ₂ SO ₄	Glicerol	Catalizador	Na ₂ SO ₄					
agua de enfriamiento	1066371	25,0	1,20	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
alcohol	737	25,0	1,00	-	-	-	-	-	-	-	-	0,005	-	0,995	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C01	1362	63,4	0,89	-	-	-	-	-	-	-	-	0,123	-	0,875	-	-	-	-	-	-	0,001	-	-	-	-
C03	2268	48,3	1,50	-	-	-	-	-	-	-	-	0,077	-	0,922	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C04	1265	60,0	1,50	0,077	0,089	0,043	0,177	0,230	0,052	0,002	-	-	-	0,086	-	0,245	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C05	11290	29,2	1,00	0,100	0,117	0,057	0,232	0,302	0,068	0,080	-	-	-	0,011	-	0,032	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C08	13558	55,0	1,26	0,017	0,019	0,009	0,039	0,050	0,011	0,013	0,065	-	0,768	0,002	-	0,005	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C09	13694	54,4	1,20	0,016	0,019	0,009	0,038	0,050	0,011	-	0,076	-	0,744	0,015	-	0,005	0,016	-	-	-	-	-	-	-	-
C10	13800	58,2	1,00	0,016	0,019	0,009	0,037	0,048	0,011	-	0,103	-	0,722	0,014	-	0,005	0,001	-	-	-	-	-	-	0,014	-
C12	1523	63,4	0,89	-	-	-	-	-	-	-	-	0,123	-	0,875	-	-	-	-	-	-	0,001	-	-	-	-
C15	15871	56,6	1,40	0,009	0,010	0,005	0,021	0,027	0,006	-	0,096	-	0,813	0,008	-	0,003	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C19	16347	140,0	1,06	0,001	0,001	-	0,002	0,003	0,001	-	0,092	-	0,572	0,113	0,017	0,082	-	0,067	0,049	-	-	-	-	-	-
C20	2885	140,0	1,06	-	-	-	-	-	-	-	0,123	-	0,875	-	-	-	-	-	-	-	0,001	-	-	-	-
C24	12986	140,0	1,06	0,002	0,002	0,001	0,005	0,006	0,001	0,001	0,059	-	0,225	0,282	0,042	0,205	0,001	0,168	-	-	-	-	-	-	-
C26	2523	101,2	1,30	-	-	-	-	-	-	-	0,119	-	0,454	0,007	0,084	-	0,002	0,334	-	-	-	-	-	-	-
C29	1265	431,5	1,60	0,077	0,089	0,043	0,177	0,230	0,052	0,002	-	-	-	0,086	-	0,245	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C32	9198	349,5	1,40	-	-	-	-	-	-	0,001	-	-	-	0,578	-	0,416	-	0,005	-	-	-	-	-	-	-
CaO	476	60,0	1,20	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-
H ₂ SO ₄	136	25,0	1,20	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-
NaOH	106	25,0	1,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R1	476	140,0	1,06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-
R2	2523	40,0	1,13	-	-	-	-	-	-	-	0,119	-	0,454	0,007	0,084	-	0,002	0,334	-	-	-	-	-	-	-
vapor saturado	3486	184,7	11,00	-	-	-	-	-	-	-	1,000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Fuente: Autor

ANEXO E

PRODUCCIÓN DE BIODIESEL BÁSICO HOMOGÉNEO POR DESTILACIÓN REACTIVA (CASO 5)

El proceso de producción de biodiesel se inició con la selección de cada uno de los componentes involucrados en el proceso y disponibles en la base de datos del software Aspen Plus 7.0, pero aquellos compuestos que no se encontraban disponibles fue necesario la determinación de las propiedades fisicoquímicas para crearlos como componentes hipotéticos dentro del simulador (propiedades como T_c , P_c , Punto de ebullición, etc.); el método usado para el cálculo fue el de contribución de grupos de Joback.

Los modelos termodinámicos usados fueron el NRTL para la fase líquida debido a que sus moléculas presentaban alta polaridad, para la fase vapor se empleó el modelo de Peng – Robinson y para el proceso específico de la destilación reactiva se empleó la ecuación de estado PC-SAFT (*Statistical Associating Fluid Theory*) usado en estudios anteriores para procesos similares [Cerón, 2010].

Una vez determinados estas especificaciones se inició la simulación con una corriente de aceite crudo de palma caracterizada principalmente por los dos triglicéridos de mayor proporción de un aceite de palma real (tripalmitina con el 65% y la trioleína con el 30%) y con un 5% de acidez (considerado como ácido palmítico), y otra corriente de etanol considerada como componente puro. Estas corrientes ingresaron al proceso a condiciones ambientales (25°C y 1 atm), fueron precalentadas con por medio de los intercambiadores de calor (Equipos **Inter-1** e **Inter-2** de la figura 21) y posteriormente mezcladas junto con el ácido sulfúrico como catalizador en un reactor CSTR (**reactest**) donde se llevó a cabo la reacción de esterificación para reducir el grado de acidez del aceite (Las condiciones de la reacción fueron 1,2 atm, 65 °C y una relación molar aceite – etanol de 1:17), los parámetros cinéticos se especifican en la tabla 7; a la salida del reactor (**aceite4**)

es mezclada con hidróxido de potasio, el cual tiene como objetivo neutralizar el carácter ácido presente en la corriente principal del proceso. Realizada la neutralización y con ayuda de la **bomba5**, la corriente principal del proceso **ACEITE6** se dirige hacia un decantador que opera a condiciones ambientales de temperatura y presión, donde se lleva a cabo la separación de los residuos sólidos presente en la corriente principal del proceso (como resultado de la neutralización); La fase líquida a la salida del decantador (**aceite9**) es precalentada con el intercambiador de calor **intercam6** el cual eleva su temperatura aproximadamente a 210 °C para llevarla hacia el separador flash donde se eliminó el exceso de agua y alcohol, en este flash la corriente libre de agua y alcohol (**aceite11**) es llevada a condiciones de 1,1 atm de presión y 65°C de temperatura para la etapa de transesterificación (condiciones descritas en la sección 6); mientras que la corriente rica en agua y alcohol (**etan+H2O**) que separó el 98% del agua que ingresó al flash es llevada a una columna de destilación de 20 platos y una relación L/D de 1,5 para separar el agua del alcohol que es reintegrado de nuevo al proceso.

La destilación reactiva se desarrolló en una columna radfrac bajo las condiciones estudiadas por Cerón [2010] donde realiza el diseño, puesta en marcha de una planta piloto y finaliza con la simulación de la columna; las condiciones usadas para esta etapa del proceso son las siguientes: la columna opera con 62 etapas alimentadas en la 12 y 53 por el aceite y etanol respectivamente en una relación molar aceite/etanol 1:6, la zona de reacción se ubicada entre las etapas 13 y 53 y usa hidróxido de sodio como catalizador (3%). La columna tiene una caída de presión casi despreciable entre el condensador y el rehervidor y opera con una relación de reflujo L/D de 1,5; Los parámetros cinéticos empleados en la reacción de transesterificación se presentan en la tabla 7.

El producto obtenido por los fondos de la columna (**BIODIESEL**) cumple con los parámetros mínimos requeridos por la norma ASTM para que el biodiesel pueda

ser distribuido y consumido en motores de combustión interna, convirtiéndose de esta forma en el producto principal del proceso.

La corriente de destilado de la columna es dirigida a una torre de destilación para la purificación de glicerina, la cual es una columna que opera con 25 platos a una temperatura de 185 °C la cual realiza la separación del exceso de alcohol presente en la corriente de destilado (**GLICERIM**), de esta forma la glicerina alcanza un grado de pureza aceptable para que pueda ser considerada como subproducto del proceso.

El etanol recuperado es recirculado y mezclado en las condiciones indicadas con el alcohol fresco para que pueda entrar al proceso en la etapa de transesterificación.

Tabla 33. Datos sobre algunas corrientes de proceso– caso 5

Corriente	Flujo Másico [kg/h]	Temperatura [C]	Presión [kPa]	Fracción Molar										
				OOO	EO	Etanol	Glicerol	PPP	EP	H ₂ O	A. Palmítico	H ₂ SO ₄	KOH	K ₂ SO ₄
ACEIT13	8674,9	338,15	101,3	0,32	0,00	0,02	0,00	0,60	0,05	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
ACEITE1	10456,2	298,15	101,3	0,25	0,00	0,00	0,00	0,60	0,00	0,00	0,15	0,00	0,00	0,00
ACEITE11	8674,9	483,15	91,19	0,32	0,00	0,02	0,00	0,60	0,05	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
ACEITE2	10456,2	299,97	283,7	0,25	0,00	0,00	0,00	0,60	0,00	0,00	0,15	0,00	0,00	0,00
ACEITE4	22945,6	338,15	101,3	0,01	0,00	0,84	0,00	0,03	0,01	0,07	0,00	0,04	0,00	0,00
ACEITE9	22201,0	338,44	111,5	0,01	0,00	0,81	0,00	0,03	0,01	0,15	0,00	0,00	0,00	0,00
ACET+ETA	21768,6	338,15	265	0,01	0,00	0,88	0,00	0,03	0,00	0,06	0,01	0,00	0,00	0,00
BIODIESE	9107,1	600,49	101,3	0,00	0,34	0,00	0,00	0,00	0,66	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETAN+H2O	13526,0	483,15	91,19	0,00	0,00	0,84	0,00	0,01	0,01	0,15	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL2	11312,4	347,17	283,7	0,00	0,00	0,93	0,00	0,00	0,00	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL3	11312,4	338,15	273,6	0,00	0,00	0,93	0,00	0,00	0,00	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00
ETOLFRES	651,3	298,15	101,3	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FRESCO	1468,3	298,15	101,3	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLICERIM	2930,9	357,02	101,3	0,00	0,00	0,81	0,19	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLICFIN	977,5	470,99	101,3	0,00	0,00	0,03	0,95	0,00	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O	2302,9	376,57	101,3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,06	0,05	0,89	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	1177,0	298,15	101,3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00
K ₂ SO ₄	2091,1	338,44	111,5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
KOH-1	1346,5	298,15	101,3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00
OH1	1894,7	338,15	101,3	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
OH7	11223,2	349,85	111,5	0,00	0,00	0,93	0,00	0,00	0,00	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00
OHREC	58,6	338,15	101,3	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PURGA1	561,2	349,85	111,5	0,00	0,00	0,93	0,00	0,00	0,00	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00

Fuente: Autor