

EVALUACIÓN TÉCNICO FINANCIERA DE LA OBTENCIÓN DE BIODIESEL,
PARTIENDO DE ACEITE DE TILAPIA PROVENIENTE DE LA EMPRESA TODO
PEZ DEL HUILA

IVANA MARCELA AGUDELO LAMADRID
JULIO MARIO ARTUNDUAGA HURTADO

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ D.C
2019

EVALUACIÓN TÉCNICO FINANCIERA DE LA OBTENCIÓN DE BIODIESEL,
PARTIENDO DE ACEITE DE TILAPIA PROVENIENTE DE LA EMPRESA TODO
PEZ DEL HUILA

IVANA MARCELA AGUDELO LAMADRID
JULIO MARIO ARTUNDUAGA HURTADO

Proyecto Integral de Grado para optar al título de
INGENIERO QUÍMICO

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ D.C
2019

Nota de Aceptación:

Ing. Alexander Jiménez
Jurado 1

Ing. Angie Tatiana Ortega
Jurado 2

Bogotá D.C. noviembre 2019

DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro

Dr. MARIO POSADA GARCIA-PEÑA

Vicerrector de Desarrollo y Recursos Humanos

Dr. LUIS JAIME POSADA GARCÍA-PEÑA

Vicerrectoría Académica y de Posgrados

Dra. ANA JOSEFA HERRERA VARGAS

Decano Facultad de Ingenierías

Ing. JULIO CESAR FUENTES ARISMENDI

Director Programa de Ingeniería Química

Ing. LEONARDO DE JESÚS HERRERA GUTIÉRREZ

Las directivas de la Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente no son responsables por los criterios de ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente a los autores.

AGRADECIMIENTOS

Como autores del presente trabajo de grado agradecemos a:

Todo Pez, por darnos la oportunidad de usar nuestros conocimientos en un proyecto que nos apasiona tanto.

A Ana María Ortiz y todas las personas del Tecnoparque, porque además de abrirnos las puertas de sus instalaciones, nos aconsejaron y animaron.

Al profesor Guillermo Díaz, de la Universidad Nacional, que nos asistió con dedicación y paciencia para realizar un buen diseño de experimentos

DEDICATORIA

Cuando inició mi formación como ingeniera química, hace cinco años, veía este día increíblemente lejano. No podría haber logrado nada de esto sin el apoyo incondicional de mi familia, mi papá que desde el primer día estuvo aprendiendo del tema conmigo, haciendo preguntas y apoyándome. Mi mamá que todos los días me preguntaba “¿para cuándo es nuestro grado?” porque es tan mío como de ella. Mi hermanita (aunque soy solo poco más de un año mayor) que estuvo incontables tardes haciéndome compañía, hizo de la tarea un poco más amena. Los amo y espero devolverles todo lo que hacen por mí. Mi familia en Barranquilla, España y Bogotá, gracias por estar atentos, prender velitas y animarme.

Soy muy afortunada de tener un compañero como el que tengo. Hemos pasado por mil cosas juntos y estoy segura que siempre estaremos el uno para el otro. ¡Nos conocimos en inducción y nos vamos a graduar juntos!

Y finalmente, mis mejores amigos Camila Beltrán y Tomás Poveda. Su amistad es de lo más lindo que conocí en estos años y espero tenerlos siempre en mi vida.

Ivana Marcela Agudelo Lamadrid

DEDICATORIA

Definitivamente nada de esto habría sido posible sin mi papá y mi mamá, soy ingeniero gracias a ellos y parte de este título les pertenece, fueron el pilar principal de este gran logro en mi vida y mi mayor inspiración en los momentos más complicados que viví. A mis hermanas, que de una u otra forma siempre me apoyaron y sé que se sienten orgullosas de mis logros, al igual que yo de los de ellas, finalmente a mi familia en el Huila y en Bogotá, que en mayor o menor medida me ayudaron cuando fue necesario.

A mi compañera Ivana, que estuvo prácticamente durante toda la carrera conmigo, que siempre fue mi apoyo y una persona increíble, a su hermana y a sus padres, que durante todo el desarrollo del proyecto e incluso antes me brindaron su apoyo y cariño haciéndome sentir como parte de su familia.

Por último, quiero hacer una mención especial al futbol, deporte que me dio tantas cosas, buenos amigos, conocer lugares y sobre todo experiencias, cada una de ellas importantes para forjar la persona que soy ahora y que fue capaz de sacar esto

Julio Mario Artunduaga Hurtado

CONTENIDO

| | pág. |
|------------------------------------------------------------------|-----------|
| INTRODUCCIÓN | 20 |
| OBJETIVOS | 21 |
| 1. GENERALIDADES | 22 |
| 1.1 BIODIESEL | 22 |
| 1.1.1 Ventajas y desventajas del biodiesel sobre el petrodiesel. | 23 |
| 1.1.2 Producción | 25 |
| 1.1.3 Demanda | 26 |
| 1.1.4 Criterios de calidad | 27 |
| 1.1.4.1 Densidad | 27 |
| 1.1.4.2 Punto de inflamación | 28 |
| 1.1.4.3 Corrosión a la lámina de cobre | 28 |
| 1.1.4.4 Cromatografía de gases | 28 |
| 1.1.5 Proceso de producción | 28 |
| 1.1.6 Alcohol | 29 |
| 1.1.7 Catalizador | 29 |
| 1.1.7.1 Catálisis ácida | 29 |
| 1.1.7.2 Catálisis alcalina | 30 |
| 1.1.7.3 Catálisis enzimática | 30 |
| 1.1.7.4 Catálisis supercrítica | 30 |
| 1.1.8 Aceite | 30 |
| 1.2 ACEITE DE PESCADO | 31 |
| 1.2.1 Actividad piscícola en Colombia | 31 |
| 1.2.2 Producción de tilapia en el Huila | 31 |
| 1.2.3 Todo pez | 32 |
| 1.2.4 Extracción del aceite | 32 |
| 1.2.5 Propiedades del aceite | 34 |
| 1.2.5.1 Densidad | 34 |
| 1.2.5.2 Viscosidad | 34 |
| 1.2.5.3 Índice de acidez | 34 |
| 1.2.5.4 Índice de saponificación | 34 |
| 1.2.5.5 Índice de yodo | 34 |
| 1.3 REFINACION DEL ACEITE CRUDO | 35 |
| 1.3.1 Filtración | 35 |
| 1.3.2 Desgomado | 35 |
| 1.3.3 Neutralización | 36 |
| 1.3.4 Lavado y secado | 36 |
| 2. DESARROLLO EXPERIMENTAL | 38 |
| 2.1 CARACTERIZACIÓN DEL ACEITE CRUDO | 38 |
| 2.1.1 Densidad | 38 |
| 2.1.2 Viscosidad | 40 |

| | |
|----------------------------------------------------|-----------|
| 2.1.3 Índice de acidez | 41 |
| 2.1.4 Índice de saponificación | 42 |
| 2.1.5 Índice de yodo | 43 |
| 2.1.6 Resultados | 45 |
| 2.2 REFINACIÓN | 47 |
| 2.2.1 Filtración | 48 |
| 2.2.2 Desgomado | 50 |
| 2.2.3 Neutralización | 53 |
| 2.2.4 Lavado y secado | 57 |
| 2.2.5 Resultados | 59 |
| 2.3 OBTENCIÓN DE BIODIESEL | 61 |
| 2.3.1 Factores que afectan la reacción | 62 |
| 2.3.1.1 Catalizador | 64 |
| 2.3.1.2 Tipo de alcohol | 64 |
| 2.3.1.3 Tiempo de reacción | 65 |
| 2.3.1.4 Agitación | 65 |
| 2.3.1.5 Relación molar | 66 |
| 2.3.1.6 Temperatura de reacción | 66 |
| 2.3.2 Diseño de experimentos | 66 |
| 2.3.2.1 Variable de respuesta | 67 |
| 2.3.2.2 Especificaciones de la experimentación | 68 |
| 2.3.2.3 Reacción | 68 |
| 2.3.2.4 Resultados | 72 |
| 2.3.3 Caracterización del producto final | 76 |
| 2.3.3.1 Densidad | 76 |
| 2.3.3.2 Punto de inflamación | 78 |
| 2.3.3.3 Corrosión a la lámina de cobre | 79 |
| 2.3.3.4 Cromatografía de gases | 80 |
| 2.3.3.5 Resultados | 81 |
| | |
| 3. DISEÑO PRELIMINAR DE LA PLANTA | 83 |
| 3.1 REFINACIÓN DEL ACEITE | 85 |
| 3.1.1 Flujo de alimentación | 85 |
| 3.1.2 Composición y propiedades de la alimentación | 86 |
| 3.1.3 Parámetros de diseño | 86 |
| 3.1.3.1 Desgomado | 86 |
| 3.1.3.2 Neutralización | 87 |
| 3.1.3.3 Lavado y secado | 88 |
| 3.1.4 Tanques de almacenamiento | 91 |
| 3.1.4.1 Tanque de ACP TK-1 | 91 |
| 3.1.4.2 Tanque de ARP TK- | 93 |
| 3.1.5 Tanques de mezclado | 93 |
| 3.1.5.1 Tanque mezclado desgomado TK-2 | 93 |
| 3.1.5.2 Tanque mezclado neutralización TK-4 | 95 |

| | |
|--------------------------------------------|------------|
| 3.1.5.3 Tanque mezclado lavado TK-5 | 95 |
| 3.1.6 Taques de decantación | 95 |
| 3.1.6.1 Tanque desgomado fondo cónico TK-3 | 95 |
| 3.1.6.2 Tanque de lavado fondo cónico TK-6 | 96 |
| 3.1.7 Secador | 96 |
| 3.1.8 Sistema de calentamiento | 96 |
| 3.1.9 Centrifuga | 96 |
| 3.1.10 Bombas centrifugas | 97 |
| 3.2 PRODUCCIÓN DE BIODIESEL | 97 |
| 3.2.1 Flujos | 98 |
| 3.2.2 Tanques de almacenamiento | 99 |
| 3.2.2.1 Almacenamiento metanol TK-8 | 99 |
| 3.2.2.2 Almacenamiento catalizador | 100 |
| 3.2.2.3 Almacenamiento glicerina TK-11 | 100 |
| 3.2.2.4 Almacenamiento biodiesel TK-13 | 100 |
| 3.2.3 Unidad de mezclado | 101 |
| 3.2.4 Reactor. | 101 |
| | |
| 4. ANÁLISIS FINANCIERO | 111 |
| 4.1 POTENCIAL ECONÓMICO | 111 |
| 4.2 COSTOS FIJOS | 112 |
| 4.3 COSTOS VARIABLES | 114 |
| 4.4 COSTOS DE INVERSIÓN | 114 |
| 4.5 FLUJO DE CAJA | 116 |
| | |
| 5. CONCLUSIONES | 119 |
| | |
| 6. RECOMENDACIONES | 120 |
| | |
| BIBLIOGRAFÍA | 121 |
| | |
| ANEXOS | 123 |

LISTA DE TABLAS

| | pág |
|-----------------------------------------------------------------------------|-----|
| Tabla 1. Características deseables y no deseables del biodiesel | 23 |
| Tabla 2. Resultados de la caracterización del ACP. | 45 |
| Tabla 3. Pérdidas y subproductos por refinación. | 61 |
| Tabla 4. Factores que afectan la reacción según la bibliografía consultada. | 63 |
| Tabla 5. Matriz de selección catalizador. | 64 |
| Tabla 6. Matriz de selección tipo de alcohol. | 65 |
| Tabla 7. Diseño factorial. | 67 |
| Tabla 8. Condiciones de experimentación. | 68 |
| Tabla 9. Rendimientos de cada tratamiento. | 72 |
| Tabla 10. Clasificación del valor P. | 74 |
| Tabla 11. Resultados caracterización del biodiesel. | 81 |
| Tabla 12. Perfil lipídico del aceite de pescado. | 86 |
| Tabla 13. Corrientes proceso de refinación. | 90 |
| Tabla 14. Matriz de selección del tipo de acero. | 91 |
| Tabla 15. Tanques de almacenamiento refinación. | 93 |
| Tabla 16. Dimensiones tanques de mezclado. | 95 |
| Tabla 17. Dimensiones tanques de fondo cónico. | 96 |
| Tabla 18. Flujos de entrada para la producción de biodiesel. | 98 |
| Tabla 19. Flujos de salida de la producción de biodiesel. | 98 |
| Tabla 20. Consumo y producción anuales. | 99 |
| Tabla 21. Tanques de almacenamiento. | 101 |
| Tabla 22. Dimensiones unidad de mezclado. | 101 |
| Tabla 23. Comparación de condiciones de experimentación. | 102 |
| Tabla 24. Dimensiones del reactor. | 104 |
| Tabla 25. Datos del acero 304. | 106 |
| Tabla 26. Dimensiones tanque de lavado. | 107 |
| Tabla 27. Corrientes proceso producción de biodiesel. | 108 |
| Tabla 28. Ingresos anuales. | 111 |
| Tabla 29. Costos de materia prima anuales. | 112 |
| Tabla 30. Potencial económico. | 112 |
| Tabla 31. Costos de servicio. | 113 |
| Tabla 32. Costos mano de obra. | 113 |
| Tabla 33. Costo de inversión por equipos. | 115 |
| Tabla 34. Tabla de amortización del crédito. | 116 |

LISTA DE GRÁFICAS

| | pág. |
|---------------------------------------------------------|------|
| Gráfica 1. Producción de toneladas anuales de biodiesel | 26 |
| Gráfica 2. Tratamientos del diseño. | 67 |
| Gráfica 3. Rendimiento por tratamiento. | 75 |
| Gráfica 4. Diagrama de cajas | 76 |

LISTA DE FIGURAS

| | pág. |
|-----------------------------------------------------------------------------|------|
| Figura 1. Capacidad instalada total y demanda anual | 28 |
| Figura 2. Transesterificación de triglicérido con alcohol | 28 |
| Figura 3. Procedimiento para la determinación de la densidad. | 39 |
| Figura 4. Procedimiento para la determinación de la viscosidad. | 41 |
| Figura 5. Procedimiento para la determinación del índice de acidez. | 42 |
| Figura 6. Procedimiento para la determinación del índice de saponificación. | 43 |
| Figura 7. Procedimiento para la determinación del índice de yodo. | 44 |
| Figura 8. Diagrama de bloques de la refinación. | 47 |
| Figura 9. Procedimiento para la filtración. | 49 |
| Figura 10. Procedimiento para el desgomado. | 51 |
| Figura 11. Procedimiento para la neutralización. | 54 |
| Figura 12. Procedimiento para el lavado y secado. | 58 |
| Figura 13. Procedimiento para la obtención de biodiesel | 69 |
| Figura 14. Información de entrada a SAS. | 73 |
| Figura 15. Tabla ANOVA. | 74 |
| Figura 16. Densidad del biodiesel. | 77 |
| Figura 17. Punto de inflamación. | 78 |
| Figura 18. Corrosión a la lámina de cobre. | 79 |
| Figura 19. Cromatografía de gases. | 80 |
| Figura 20. Diagrama de bloques del proceso. | 84 |
| Figura 21. Diagrama de proceso de refinación. | 85 |
| Figura 22. Diagrama de bloques desgomado. | 87 |
| Figura 23. Balance de masa global etapa desgomado. | 87 |
| Figura 24. Diagrama de bloques etapa neutralización. | 88 |
| Figura 25. Balance de masa global etapa neutralización. | 88 |
| Figura 26. Diagrama de bloques etapa lavado y secado. | 89 |
| Figura 27. Balance de masa global etapa de lavado y secado. | 89 |
| Figura 28. Diagrama PFD de la refinación. | 90 |
| Figura 29. Funcionamiento centrífuga de discos. | 97 |
| Figura 30. Diagrama de proceso producción de biodiesel. | 108 |
| Figura 31. Disposición de la planta. | 110 |

LISTA DE ILUSTRACIONES

| | pág. |
|---------------------------------------------------|------|
| Ilustración 1. Piscinas de separación | 33 |
| Ilustración 2. Tanque de cocción | 33 |
| Ilustración 3. Montaje de filtración al vacío. | 49 |
| Ilustración 4. Formación de flóculos. | 52 |
| Ilustración 5. Decantación de fosfátidos. | 52 |
| Ilustración 6. Aceite con NaOH. | 55 |
| Ilustración 7. Formación de flóculos. | 55 |
| Ilustración 8. Aceite neutralizado. | 56 |
| Ilustración 9. Jabones separados. | 56 |
| Ilustración 10. Lavado y decantación. | 59 |
| Ilustración 11. Aceite crudo | 59 |
| Ilustración 12. Aceite refinado | 59 |
| Ilustración 13. Montaje de la reacción | 59 |
| Ilustración 14. Fases éster y glicerina | 60 |
| Ilustración 15. ARP, biodiesel y glicerina | 60 |
| Ilustración 16. Funcionamiento agitador estático. | 60 |

LISTA DE ANEXOS

| | pág. |
|-----------------------------------------------|------|
| Anexo A. Resultados caracterización acp | 124 |
| Anexo B. Cálculos caracterización acp | 126 |
| Anexo C. Balance de masa laboratorio | 128 |
| Anexo D. Resultados caracterización biodiesel | 129 |
| Anexo E. Balance de masa capítulo 3 | 132 |
| Anexo F. Dimensionamiento de equipos | 137 |
| Anexo G. Flujo de caja | 146 |
| Anexo H. Cotización | 147 |
| Anexo I. Consumo energético | 151 |

ABREVIATURAS

Abreviatura

AG

AGL

EPA

DHA

TGL

ACP

ARP

PM

PUFA

SFA

MUFA

NTC

Término

Ácidos grasos

Ácidos grasos libres

Ácido graso eicosapentaenoico

Ácido graso docosahexaenoico

Triglicéridos

Aceite crudo de pescado

Aceite refinado de pescado

Peso molecular

Ácidos grasos poliinsaturados

Ácidos grasos saturados

Ácidos grasos monoinsaturados

Norma técnica colombiana

GLOSARIO

ACEITE: líquido graso de diversos orígenes (vegetal, animal o mineral) de menor densidad que el agua e insoluble en la misma.

ÁCIDOS GRASOS: componente de los lípidos. Es una biomolécula compuesta por una cadena hidrocarbonada larga y un grupo carboxilo.

BIOCOMBUSTIBLE: combustibles producidos a partir de biomasa. Pueden ser líquidos, sólidos o gaseosos. Son renovables y se usan generalmente para el transporte.

BIODIESEL: biocombustible líquido producido a partir de aceites vegetales o grasas animales. Químicamente está conformado por ésteres monoalquílicos.

FLASH POINT: o punto de ignición, es la temperatura más baja a la que un líquido (combustible) forma un vapor en el aire que se inflamará brevemente si es expuesto a una fuente de calor.

JABÓN: sal sódica o potásica resultante de la reacción entre un álcali y una grasa o aceite. Se utiliza principalmente como producto de higiene personal.

REFINACIÓN: proceso mediante el cual un aceite crudo se adecúa para un determinado propósito y se obtiene aceite RBD (refinado, blanqueado y desodorizado).

TRANSESTERIFICACIÓN: reacción entre algún tipo de grasa o aceite con un alcohol en presencia de un catalizador mediante la cual se obtiene una fase éster (biodiesel) y glicerina.

TRIGLICÉRIDOS: componentes principales de las grasas y aceites. Compuestos por un éster derivado de un glicerol y tres ácidos grasos.

RESUMEN

El presente proyecto estudia la viabilidad técnica y financiera de la obtención de biodiesel, usando aceite de pescado como materia prima, a través de la reacción de transesterificación. Esta reacción produce biodiesel y glicerina a partir de alguna grasa o aceite y un alcohol, en presencia de un catalizador. El alcohol seleccionado fue metanol y el catalizador KOH.

El desarrollo experimental del proyecto se llevó a cabo en los laboratorios del TecnoParque. El aceite, dado por la empresa Todo Pez, fue caracterizado para determinar sus propiedades iniciales y así seleccionar la ruta de refinación más adecuada. Se decidió someterlo a un proceso de refinación química y las pérdidas de materia fueron cercanas al 25%. Una vez concluida la refinación se procedió a la producción de biodiesel.

El rendimiento de la reacción depende de factores, como la temperatura y la relación molar de los reactivos, que fueron evaluados a distintos valores para establecer los más adecuados (en términos de rendimiento). Las temperaturas evaluadas fueron 50, 60 y 70°C y las relaciones molares alcohol/aceite fueron 6:1, 9:1 y 12:1.

Se planteó un diseño de experimentos de tipo factorial que arrojó que la combinación adecuada de estos factores es 60°C y 6:1, con un rendimiento del 97% y un porcentaje de ésteres monoalquílicos del 96%. El producto final fue caracterizado para comparar sus características en relación con la normativa nacional, cumpliendo con seis de los ocho parámetros evaluados. Así, concluyó la evaluación técnica del proyecto.

La evaluación financiera inició con el diseño de una propuesta para la refinación de aceite y obtención de biodiesel a mayor escala. Esta propuesta plantea la producción de 177,000 litros anuales de biodiesel, y se determinaron los equipos, sus dimensiones y el volumen materias primas necesarios. Una vez finalizó el diseño, se cotizaron los equipos propuestos para determinar el costo total de la inversión. Finalmente, con el cálculo de los indicadores financieros como la tasa interna de retorno (TIR) con un valor del 29%, concluyó la evaluación, estableciendo su viabilidad financiera.

PALABRAS CLAVE: Transesterificación, biodiesel, aceite, energías renovables, refinación, éster monoalquílico.

INTRODUCCIÓN

Los biocombustibles son recursos energéticos que se obtienen a partir de biomasa. Se pueden presentar de forma líquida, sólida o gaseosa dependiendo el tipo de materia y el método utilizado. Este tipo de combustible surge como una alternativa renovable para mitigar el daño ambiental causado por la quema de combustibles fósiles, los que por dicha combustión generan una gran cantidad de gases efecto invernadero (dióxido de carbono, óxidos de nitrógeno, óxidos de azufre) constituyentes principales del deterioro del aire.

El biodiesel es un biocombustible líquido que se obtiene partiendo de aceites vegetales o grasas animales. Actualmente constituye alrededor del 10% de la mezcla con diésel de petróleo para motores diésel en Colombia, y en algunos países desarrollados como Estados Unidos, Francia y Alemania, llega a sustituir totalmente al diésel de petróleo.¹

Para hacer de este biocombustible una alternativa eficiente se necesita, que además de sus características fisicoquímicas sean equivalentes a las del diésel de petróleo, lograr una integración del proceso viable económicamente, es decir, lograr que las operaciones en conjunto tengan un costo similar al del diésel del petróleo. Este es uno de los mayores inconvenientes es el uso de aceites vegetales comestibles como materia prima para dicha elaboración y por este motivo se exploran diferentes tipos de aceite, como reciclados y subproductos de otras operaciones como una alternativa potencialmente favorable para disminuir este problema.

El aceite de pescado es un subproducto del procesamiento comercial de este animal. En Colombia actualmente se utiliza exclusivamente en la elaboración de concentrados para pollos, cerdos y otros animales de granja. El precio de esta materia prima es mucho menor que el de aceites vegetales, por lo que resulta ser, un excelente material para la producción de biodiesel.

¹ EL TIEMPO. Bogotá D.C, febrero 28 de 2018. [Consultado: 13 de febrero 2019]. Disponible en <https://www.eltiempo.com/economia/sectores/mezcla-de-biodiesel-en-colombia-subio-al-10-188386>

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Evaluar la viabilidad técnico-financiera para la obtención de biodiesel a partir de aceite de tilapia proveniente de la empresa todo pez del Huila.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS:

1. Adecuar el aceite de tilapia crudo requerido en el proceso con el fin de que cumpla con las condiciones que exige la reacción.
2. Determinar las condiciones de temperatura y relación molar más favorables para la reacción, comparando posteriormente el biodiesel obtenido con las principales especificaciones técnicas estipuladas en la normativa.
3. Realizar un diseño conceptual de la estructura técnica del proceso en el que se representen los costos fijos y variables de la producción de biodiesel a mayor escala.
4. Realizar un análisis financiero que represente el potencial económico de la implementación del diseño propuesto.

1. GENERALIDADES

El biodiesel es un biocombustible compuesto de ésteres mono-alquil de cadenas largas de ácidos grasos. Se obtiene a partir de la reacción de aceites vegetales o grasas animales con un alcohol, llamada transesterificación. A diferencia del petrodiesel o diésel convencional, este no es tóxico, es biodegradable, renovable y puede reemplazarlo de manera total o parcial.²

1.1 BIODIESEL

La norma ASTM D-6751 (American Society for Testing and Materials) define al biodiesel como un combustible proveniente de ésteres mono-alquílicos de ácidos grasos de cadena larga, derivados de aceites vegetales o grasas animales denominado como B100. El cien quiere decir que el combustible es 100% biodiesel. Cualquier mezcla de este con diésel convencional se denominará como Bx, donde x se refiere al porcentaje del biocombustible en la mezcla. En Colombia según los datos de la Federación Nacional de Biocombustibles, se usa el porcentaje de mezcla B12 (12% biodiesel, 88% diésel) en casi todo el territorio, con excepción de los departamentos de La Guajira, Norte de Santander y Arauca, que usan la mezcla B2 (2% biodiesel, 98% diésel).

Inicialmente, en el año 1900 un científico de origen alemán llamado Rudolph Diesel presentó durante la Exposición Internacional de París el primer motor diésel que usaba como combustible aceite de maní. Se creyó que usar aceites vegetales como combustibles podría apoyar al desarrollo de las áreas rurales, sin embargo, la alta viscosidad de los aceites requiere de la realización de modificaciones a los motores, por lo que su uso como combustible fue descartado. Treinta y siete años después de esta exposición se le concedió a G. Chavanne, de la Universidad de Bruselas, una patente que describía el proceso de transesterificación de aceites vegetales para ser usados como combustibles, ya que esta reacción reduce la viscosidad del aceite y soluciona el problema expuesto.³

Infortunadamente, durante la mayor parte del siglo XX se estimuló la producción y el uso del diésel convencional debido a que los costos de la refinación de combustibles de origen fósil son menores. El interés en la investigación del biodiesel y demás biocombustibles (alcohol carburante, biobutanol) se renovó en la década de los setenta, durante la crisis energética y desde entonces su estudio, al igual que su uso, ha aumentado.⁴

² GESTIOPOLIS, Biodiesel, sustitución de combustibles fósiles por renovables, recuperado de: "<https://www.gestiopolis.com/biodiesel-sustitucion-de-combustibles-fosiles-por-renovables/>"

³ LOMBANA, Jahir, *et al.* Análisis del sector biodiesel en Colombia y su cadena de suministro. Barranquilla: Universidad del Norte, 2015. 4p.

⁴ *Ibíd.*, p. 5.

1.1.1 Ventajas y desventajas del biodiesel sobre el petrodiesel. Según el Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura (IICA) las características del biodiesel se dividen en dos grupos: las deseables y las no deseables. Las primeras se dividen a su vez en cuatro tipos de impacto positivo: ambiental, económico, técnico y de abastecimiento energético. Las no deseables, por otra parte, se dividen en tres tipos de impacto negativo: ambiental, económico y técnico. La tabla 1 resume las características recién mencionadas.

Cuadro 1. Características deseables y no deseables del biodiesel.

| Tipo de impacto | Deseables | No deseables |
|----------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Ambiental | <ul style="list-style-type: none"> • No es tóxico • Su combustión reduce las emisiones de monóxido de carbono • No contiene sustancias aromáticas cancerígenas⁵ • Tarda aproximadamente un mes en degradarse | <ul style="list-style-type: none"> • Su combustión aumenta la emisión de óxidos nitrosos (ligados a la lluvia ácida).⁶ |
| Económico | <ul style="list-style-type: none"> • Su producción contribuye a la valorización de ciertos cultivos • Generación de empleos en áreas rurales • Generación de subproductos con potencial económico (glicerina, fertilizantes orgánicos) | <ul style="list-style-type: none"> • Tiene un mayor costo de producción debido a los costos asociados con la refinación del aceite |
| Técnico | <ul style="list-style-type: none"> • Su transporte, almacenamiento y manejo son más sencillos por su menor volatilidad⁷ • Su alto poder lubricante contribuye a la protección del motor | <ul style="list-style-type: none"> • Se solidifica a bajas temperaturas, lo que obstruye los conductos del motor • Tiene mejor poder calorífico por lo que el motor trabaja a menor potencia y velocidad |
| Abastecimiento energético | <ul style="list-style-type: none"> • Si se obtiene de los cultivos originarios del país se reduce la dependencia a la importación del petróleo | |

Fuente: elaboración propia.

⁵ MA, Fangrui.; MILFORD, Hanna. Biodiesel production: a review. En: *Bioresource Technology*. [en línea]. Nebraska: Universidad de Nebraska-Lincoln, octubre de 1999. vol 70, nro. 1. P. 1-15. [consultado: 20 de febrero de 2019]. Disponible en <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852499000255#!>

⁶ DEMIRBAS, Ayhan. Biodiesel a realistic fuel alternative for diesel engines. Londres: Springer-Verlag London Limited, 2008.

⁷ DEMIRBAS, Ayhan. Progress and recent trends in biofuels. Progress in energy and combustion. Londres: Springer-Verlag London Limited, 2007.

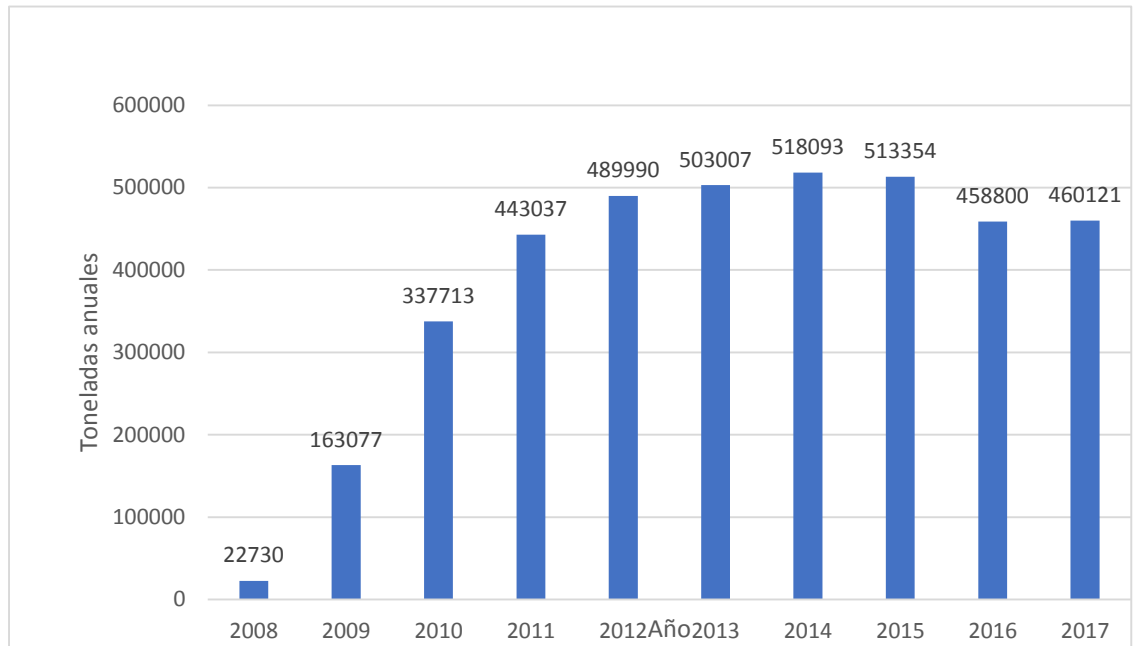
Como se aprecia, a pesar de las desventajas mencionadas, las ventajas son numerosas, especialmente a nivel ambiental. Es por este motivo que las investigaciones y estudios actuales están concentrados en mitigar los efectos no deseables y encontrar alternativas que permitan que se pueda usar este biocombustible a mayor escala. Adicionalmente, el panorama actual exige el desarrollo de alternativas a los combustibles tradicionales, tanto por su impacto ambiental negativo como por su inminente agotamiento.

1.1.2 Producción. El cultivo de la palma como un proyecto energético fue impulsado en Colombia iniciando el siglo XXI bajo el mandato del entonces presidente Álvaro Uribe Vélez. En ese entonces la situación de abastecimiento energético (específicamente del diésel) generaba preocupación en el país porque Ecopetrol estaba viviendo grandes dificultades para proveer el combustible debido al agotamiento de las reservas probadas de hidrocarburos.⁸ Se impulsó la siembra de palma principalmente en los llanos orientales y la producción de biodiesel en plantas industriales inició en el 2008. Desde entonces Colombia (junto con Argentina y Brasil) figura como uno de los principales productores de biocombustibles y biodiesel en Latinoamérica.

La tecnología más usada en las plantas nacionales es la transesterificación convencional por lotes o *batch*. Según los datos de Fedebiocombustibles, Colombia actualmente cuenta con doce plantas de producción de biodiesel, 6 de ellas ubicadas en la zona caribe del país, 3 en el centro y 3 en la zona oriental. Las más antiguas son Oleoflores S.A. y Odin Energy Ltda, que se encuentran en los departamentos de César y Magdalena respectivamente y ambas entraron en operación en el 2008. Desde entonces la misma entidad (Fedebiocombustibles) lleva registro de la producción anual del biodiesel, en la gráfica 1 se puede observar el comportamiento de la producción anual.

⁸ TRIANA Ricardo., La industria del biodiesel en Colombia. Bogotá: Universidad de los Andes. Agronegocios e industria de alimentos. Facultad de Administración. 2014

Gráfica 1. Producción de toneladas anuales de biodiesel



Fuente: elaboración propia con base en datos obtenidos de FEDEBIOCOMBUSTIBLES.

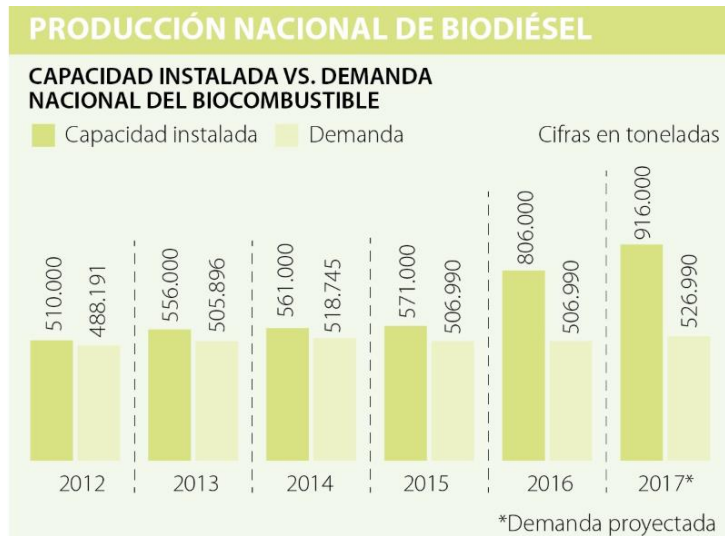
Como se observa, en los tres años siguientes al inicio de operación de las primeras plantas se presentó la mayor tasa de crecimiento en la producción de biodiesel. Desde el 2012 la producción ha sido más lenta y en el 2014 no se cumplió con la meta de crecimiento estipulada, que era del 3.63% y alcanzó el 3%. Peor aún, desde el 2014 la producción se ha visto disminuida. Esto representa un problema para el programa nacional de biocombustibles, ya que este estipuló que para el 2020 la mezcla en todo el territorio será B20 (es decir 20% biodiesel y 80% diésel). Faltando un año para que se cumpla este objetivo se tienen mezclas B12 y B5, es decir, menores a lo que se espera alcanzar.

1.1.3 Demanda. Al ser usado en mezcla con diésel, la demanda interna del biodiesel depende de la demanda del primero, así como del porcentaje de mezcla que se vaya a implementar. Según datos de Fedebiocombustibles, históricamente la oferta no ha sido suficiente para satisfacer la demanda y como se observó en la gráfica 1, desde el 2014 la producción ha disminuido. Por este motivo en el 2017 se planteó la posibilidad de comprar biodiesel extranjero. Esta decisión generó malestar en los cultivadores de palma y los productores de biodiesel, pues según Jorge Bendeck, el presidente de Fedebiocombustibles, comprar biodiesel extranjero no era necesario, ya que la CI total de las plantas que tiene el país supera la demanda, por lo que se tiene como abastecerla⁹. El problema es entonces, que el mercado de los

⁹ EL TIEMPO. Bogotá D.C. 28, febrero, 2018. [Consultado: 22 de marzo de 2019]. Disponible en <https://www.eltiempo.com>

biocombustibles es regulado por el Gobierno Nacional y es éste el que decide la producción, que puede ser menor que la CI total si así lo estipula.¹⁰ La figura 1 compara la CI total de las plantas nacionales con la demanda anual.

Gráfica 2. Capacidad instalada total y demanda anual



Fuente: elaboración propia con base en datos obtenidos de Fedebiocombustibles

Entonces, el problema de abastecimiento nacional de biodiesel no está relacionado con una baja capacidad instalada de las plantas, ya que estas siempre han estado en capacidad de producir suficiente biocombustible, como lo muestra la figura anterior.

1.1.4 Criterios de calidad. Para que el biodiesel pueda ser comercializado como tal y pueda ser usado como combustible para motores diésel, en Colombia debe cumplir con una serie de criterios de calidad, estipulados en la resolución No. 90963¹¹. Entre los criterios de calidad más importantes se encuentran los siguientes.

1.1.4.1 Densidad. Definida como la relación entre masa y volumen, es una magnitud importante para todo líquido. Permite trabajar con flujos máscicos o volumétricos según se necesite. Para biodiesel a 15°C los valores permitidos varían de 860-900 kg/m³.

¹⁰ FEDEBIOCOMBUSTIBLES. Bogotá D.C. 2016. [Consultado: 22 de marzo de 2019] Disponible en <https://www.fedebiocombustibles.com/>

¹¹ COLOMBIA. MINISTERIO DE AMBIENTE Y DESARROLLO SOSTENIBLE. Resolución 90963 (10, septiembre, 2014). Por la cual se modifica el artículo 4 de la Resolución 898 de 1995 [en línea]. Bogotá D.C.: El Ministerio, 2014. 8p. [Consultado: 22 de marzo de 2019]. Disponible en <https://www.fedebiocombustibles.com/>

1.1.4.2 Punto de inflamación. También denominado flash point, es la temperatura mínima a la que un líquido desprende vapores que cuando se combinen con el aire y en presencia de una fuente de ignición, se puedan encender. El biodiesel debe tener un punto de inflamación de mínimo 120°C.

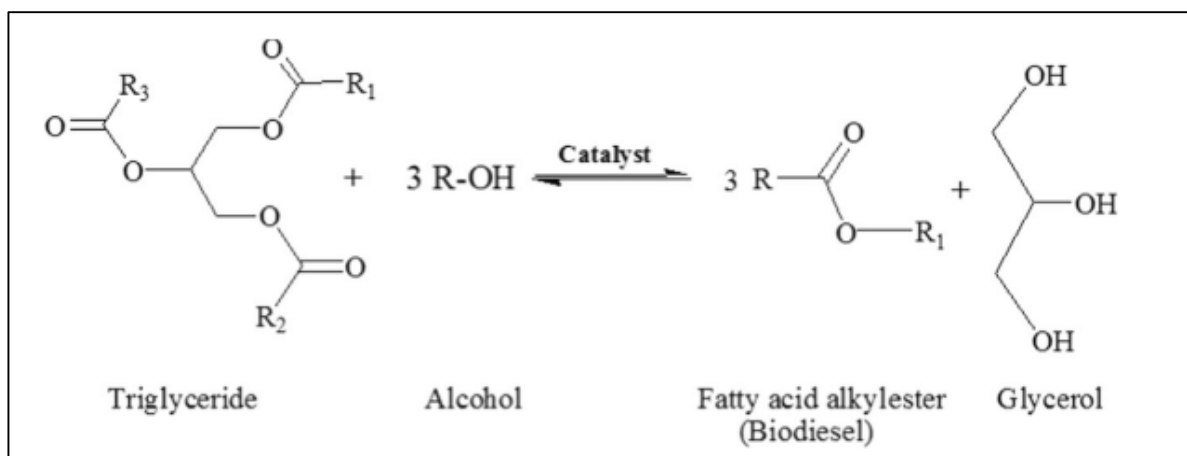
1.1.4.3 Corrosión a la lámina de cobre. Es un ensayo que se usa para predecir las características de resistencia a la corrosión de aceites, lubricantes y combustibles. Los valores de esta prueba varían entre 1 y 4, donde 4 indica muy poca o ninguna resistencia y 1 indica muy buena resistencia. El biodiesel debe registrar un valor de 1.

1.1.4.4 Cromatografía de gases. Es una técnica de separación de componentes para la caracterización de mezclas. Como su nombre lo indica, la separación de los componentes se realiza en fase gaseosa. Se realiza para así determinar el contenido de monoglicéridos, diglicéridos, triglicéridos y metil éster (biodiesel). El contenido de este último debe ser mayor al 96% en masa, el de triglicéridos y diglicéridos menor al 0.2% en masa y el de monoglicéridos menor al 0.8% en masa.

1.1.5 Proceso de producción. Como se mencionó, el uso del aceite directamente como combustible no es viable debido a su alta viscosidad y se han propuesto distintas alternativas para solucionar este inconveniente. Entre estas alternativas se encuentra el precalentamiento de los aceites o mezclar distintos tipos de aceites, pero la que tiene más acogida y sobre la que se basa el artículo es la transformación del aceite a través de la transesterificación.

La transesterificación consiste en la reacción del aceite con un alcohol en presencia de un catalizador. Como resultado de la reacción se tienen los ésteres mono-alkil (biodiesel) y glicerina. La figura 2 muestra la reacción de un alcohol con el triglicérido, que conforma al aceite:

Figura 1. Transesterificación de triglicérido con alcohol



Fuente: AYHAD y MARCHETTI. Economic assesment of biodiesel production. Nueva York. Estados Unidos. 2015

La figura 2 muestra el TG que conforma tanto grasas como aceites, reaccionando con metanol en exceso. Es importante que el alcohol esté en exceso debido al carácter de la reacción: reversible. Esto no sólo asegura que el reactivo límite sea el aceite, sino que el equilibrio se desplace a la derecha y se favorezca la producción de biodiesel. Se evidencia la necesidad de un catalizador para que la reacción suceda.

Adicionalmente, cabe mencionar que la reacción no sucede de manera inmediata. Se da por etapas, donde el TG se descompone en diglicérido. Este a su vez descompone en monoglicérido. Finalmente, el monoglicérido se transforma en glicerina, un subproducto de importancia.

Con respecto a la materia prima para la reacción, se necesitan 3: el aceite, el alcohol y el catalizador.

1.1.6 Alcohol. Los más usados a nivel industrial son etanol y metanol, por sus ventajas químicas y bajo costo con respecto a los demás alcoholes. Uno de los mayores problemas del etanol radica en que al formar un azeótropo con el agua, su separación es complicada y, por lo tanto, garantizar una condición anhídrida (fundamental para la reacción) se hace más difícil. Adicionalmente, el rendimiento del etanol es menor comparado con el rendimiento del metanol y la separación de la glicerina es mejor y más fácil cuando se emplea el último como reactivo. También se requiere una mayor temperatura y un mayor tiempo de reacción al usar etanol. Por lo anterior, se decidió usar metanol para la obtención de biodiesel, debido a su menor costo, mayor rendimiento y facilidad durante la purificación del biodiesel. Cabe resaltar que es una sustancia tóxica, por lo que es necesario tomar los respectivos cuidados en el manejo y almacenamiento del alcohol.¹²

1.1.7 Catalizador. Los catalizadores son sustancias que generan cambios químicos disminuyendo o aumentando la energía de activación de una reacción sin participar directamente en ella. Es necesario usar un catalizador que aumente la velocidad de la reacción, pues además de ser lenta, necesita temperaturas superiores a los 250 grados celcius en ausencia de estos, siendo desfavorable energéticamente.¹³ El catalizador depende del tipo de catálisis, que puede ser ácida, alcalina, enzimática o supercrítica.

1.1.7.1 Catálisis ácida. Emplea ácidos sulfúrico, fosfórico y clorhídrico principalmente, alcanza hasta un 99% de conversión de triglicéridos a ésteres, pero la velocidad de reacción es lenta (más de 3 horas) y requiere de temperaturas

¹² LOMBANA, Op. cit., p. 11.

¹³ ARBELÁEZ Angela.; RIVERA Marcela. Diseño conceptual de un proceso para la obtención de biodiesel a partir de algunos aceites vegetales colombianos. Medellín, 2007, 119p. Proyecto de grado (Ingeniería de procesos) Universidad EAFIT. Facultad de ingeniería de procesos.

superiores a los 373,15 K. Adicionalmente, la separación de los productos es compleja y el ácido puede afectar a los equipos¹⁴.

1.1.7.2 Catálisis alcalina. Emplea hidróxidos o carbonatos de sodio y potasio, los cuales se mezclan con el alcohol y esta mezcla a su vez se une con el aceite. Arroja altas conversiones (cercanas al 99%), tiene una alta velocidad de reacción (menos de una hora) y la separación de los productos es sencilla. Su principal desventaja es que se debe estar en total ausencia de agua, porque esta induce la formación de jabones al darse la hidrólisis con la presencia de bases y ácidos grasos¹⁵. Un estudio¹⁶ concluye que los mejores rendimientos se obtienen cuando el catalizador es alcalino y se usa en concentraciones de 0,5% p/p con respecto al aceite, teniendo en cuenta que el contenido de AGL sea menor al 1%.

1.1.7.3 Catálisis enzimática. La catálisis enzimática se realiza con lipasas, pues estas son estables, tolerantes a los solventes y no requieren de coenzimas. Sin embargo, las velocidades de reacción son bajas (2 días aproximadamente) y la conversión es menor al 98%. Es además más costosa que la alcalina.

1.1.7.4 Catálisis supercrítica. Expone al alcohol a condiciones supercríticas y se introduce al reactor. La conversión es superior al 99% y el tiempo de residencia máximo es de apenas 5 minutos. La desventaja de esta catálisis radica en la complejidad y los costos de llevar el alcohol a estas condiciones (de temperaturas de hasta 850 K y presiones rondando los 100MPa)¹⁷.

1.1.8 Aceite. La tercera materia prima necesaria es el aceite. Este, como se ha mencionado, puede ser vegetal o grasa animal. En Colombia, y en la mayor parte del mundo, la producción de biodiesel se hace a partir de aceite de palma africana¹⁸. El presente trabajo propone otro tipo de aceite, el obtenido a partir de las vísceras de tilapia.

¹⁴ CABELLO C., RINCÓN S., ZEPEDA A. Catalizadores heterogéneos utilizados para la obtención de biodiesel. Yucatán: Universidad Autónoma de Yucatán. Facultad de ingeniería química. Marzo de 2016.

¹⁵ MALAGÓN Martha, Obtención de biodiesel, a escala de laboratorio, a partir de aceites comestibles de desecho: una nueva alternativa de energía renovable. Grupo de investigación en biotecnología. Bogotá D.C. Fundación Universidad de América. 2012 p. 10

¹⁶ PATACÓN, Maribel; SÁNCHEZ, Viviana. Biodiesel a partir de aceite de palma en Palmar del Oriente S.A a escala de laboratorio. Bogotá, 2006, 143p. Proyecto de grado (Ingeniería Química) Fundación Universidad de América. Facultad de ingenierías.

¹⁷ LÓPEZ, L; BOCANEGRA, J; MALAGÓN-ROMERO, D; Obtención de biodiesel por transesterificación de aceite de cocina usado, Ing. Univ., vol 19, n° 1, p. 155-172. 2015.

¹⁸ MURILLO, Jorge. Producción de biodiesel a partir de aceite de palma. Manizales, 2003. Universidad Nacional de Colombia, sede Manizales. Facultad de Ingeniería y Arquitectura.

1.2 ACEITE DE PESCADO

Las vísceras de pescado son retiradas durante el proceso de adecuación y corresponden a un valor entre 14% y 40,1% de la masa total del pescado (aunque este valor varía según la especie, tejido y época).¹⁹ Estos desechos usualmente son depositados en fuentes hídricas cercanas al lugar de la pesca o enterrados, lo que genera un impacto ambiental considerable, así como incomodidad a las comunidades cercanas por los malos olores. La extracción de aceite a partir de las vísceras es entonces una alternativa económica debido a la sencillez de proceso y tiene el potencial de resultar en la producción de biodiesel.

Se obtiene a partir de los tejidos de algunas especies de peces. Está conformado principalmente por ácidos grasos poliinsaturados y omega-3 de cadena larga. Es la principal y más abundante fuente de ácidos grasos de alto valor nutricional como los son el eicosapentaenoico (EPA) y el docosahexaenoico (DHA)²⁰. El aceite de tilapia (extraído de las vísceras) es rico en ácidos grasos omega-6, útiles en la producción de alimentos para aves y ganado. Las vísceras de tilapia tienen poco más del 20% de contenido de aceite aproximadamente.²¹

1.2.1 Actividad piscícola en Colombia. La piscicultura nacional está compuesta por dos ítems: la pesca o captura y la acuicultura o cultivo. La última a su vez, se divide en cuatro especies principalmente: la tilapia o mojarra, la trucha, la cachama y el camarón. Las primeras tres hacen parte de la acuicultura continental y el camarón de la marina. Mientras que la pesca ha presentado la tendencia de mantener un ritmo de producción constante, la acuicultura ha presentado un crecimiento del 7% anual²². De la acuicultura continental la tilapia o mojarra, que es la especie de la cual se extrae el aceite que será evaluado, presenta no solo la mayor producción, sino también el mayor ritmo de crecimiento de producción.²³

1.2.2 Producción de tilapia en el Huila. El departamento del Huila está fuertemente dedicado a la acuicultura, de tilapia especialmente y es el mayor productor de esta especie en el país. En el 2018, según lo reporta la Federación Colombiana de Acuicultores (Fedeacua), la producción del departamento fue de 46,528 toneladas. Además, para el 2017, el departamento también tenía la mayor

¹⁹ KARA, Kaoutar. et al, Biodiesel production from waste fish oil with high free fatty acid content from Moroccan fish-processing industries. En *Egyptian Journal of Petroleum*. vol 27, n°2, p.249-255. 2018.

²⁰ VALENZUELA, Alfonso; SANHUEZA Julio; DE LA BARRA, Fernando. El aceite de pescado: ayer un desecho industrial, hoy un producto de alto valor nutricional. Santiago: Instituto de nutrición y tecnología de los alimentos, Universidad de Chile. 2012.

²¹ IASTIAQUE G., et al. Potential of tilapia oil and waste in biodiesel production. College of agriculture Engineering, Western Paraná University, Brasil. 2015

²² AGRONEGOCIOS. Bogotá D.C. 9, julio, 2015. [Consultado: 23 de marzo de 2019]. Disponible en <https://www.agronegocios.co/>

²³ MINISTERIO DE AGRICULTURA Y DESARROLLO RURAL. Diagnóstico del estado de la acuicultura en Colombia, AUNAP. 2013

cantidad de plantas de procesamiento de piscicultura continental con certificación HACCP (Hazard Analyzes and Critical Control Point) en todo el país. Este tipo de plantas son las que pueden exportar producto a Estados Unidos y Europa.

1.2.3 Todo pez. Es una productora y comercializadora que lleva 18 años produciendo pescado y actuando como intermediario para su venta en Pitalito y los municipios del sur del Huila. Actualmente la venta total de pescado es de 300 toneladas anuales y la producción está entre 80 y 100 toneladas anuales. Todas las especies que producen son de agua dulce (tilapia roja y negra, cachama y sábalo) siendo la principal la tilapia roja, la cual comprende alrededor del 70% del total de la producción. El aceite a partir del cual se desarrolló el proyecto lo proveyó Todo Pez.

1.2.4 Extracción del aceite. El método de extracción del aceite que provee Todo Pez y que se usó para la obtención de biodiesel consta de 2 etapas. La primera etapa inicia con el transporte de las vísceras, provenientes de la sala de proceso del pescado donde este es sacrificado y adecuado para su conservación. Parte de dicha adecuación consiste en retirar las vísceras que a través de una tubería son transportadas hasta una piscina, donde con ayuda de una malla son separadas del agua-sangre que las acompañaba. Posterior a esta separación se procede a la etapa de cocción, en la que mediante gas natural y una caldera se llevan las vísceras hasta una temperatura de 100°C aproximadamente, en la cual el aceite se libera de los demás componentes. Las vísceras se mantienen a esta temperatura durante alrededor de 5 horas. A medida que el tanque de cocción es alimentado de nuevas vísceras provenientes de la etapa anterior, el aceite es retirado por la parte superior del mismo. El proceso llega a su fin cuando se ha agotado el suministro de vísceras. Al no hacer uso de solventes orgánicos para la extracción, este es un método poco contaminante, económico y la separación del aceite de los demás residuos es sencilla.²⁴

Cabe resaltar que el aceite resultante se denomina aceite crudo de pescado (ACP) ya que no ha pasado por ningún proceso de purificación o refinación, los cuales son necesarios para que este sea apto como materia prima en la producción del biocombustible. Las ilustraciones 1 y 2 muestran parte del proceso de extracción de aceite de pescado en Todo Pez, los desechos sólidos, también llamados harina de pescado, se usan en la fabricación de alimentos concentrados para ganado.

²⁴ PINZÓN, Lina; SÁNCHEZ, Carlos. Aprovechamiento de las vísceras de pescado como fuente de energía para minimizar el problema de contaminación ambiental del sector piscícola. Ibagué: Universidad del Tolima. vol 7, nro. 2. 2016.

Ilustración 1. Piscinas de separación



Fuente: elaboración propia.

Ilustración 2. Tanque de cocción



Fuente: elaboración propia.

La ilustración uno presenta las diferentes piscinas donde se lleva a cabo la separación de las vísceras y el agua-sangre que las acompaña a través de un simple proceso de filtración. La ilustración 2, por otra parte, presenta el tanque de cocción donde las vísceras son calentadas para separar el aceite que contienen.

1.2.5 Propiedades del aceite. Para tener una idea sobre la calidad y el estado de una grasa o aceite y para poder establecer una ruta de refinación adecuada, es necesario someterlo a una variedad de pruebas y comparar los resultados obtenidos con los valores de referencia, que se presentan en la tabla 2. Los principales métodos de caracterización de grasas y aceites se exponen a continuación.

1.2.5.1 Densidad. Está definida como la masa por volumen convencional aplicada a grasas en estado líquido y a temperaturas donde no se depositen cristales. Se expresa en kg/m^3 . La importancia de la determinación de este parámetro, además de soportar una comparación con valores bibliográficos, está en el dimensionamiento de los equipos para la relación más volumen en los caudales.

1.2.5.2 Viscosidad. Se refiere a la facilidad con la que un fluido fluye cuando le es aplicada una fuerza. Valores altos de viscosidad resultarán en el aumento de la potencia requerida para mezclar el aceite y el metanol cuando se lleve a cabo la reacción, por lo que es importante conocerla. Además de esto, esta propiedad tiene alta incidencia en el correcto funcionamiento de los motores y es esta una de las razones por las que no es posible utilizar directamente el aceite como combustible.

1.2.5.3 Índice de acidez. También llamado número total de ácido se define como el número de miligramos de hidróxido de potasio que son necesarios para neutralizar los ácidos grados libres presentes en 1g de aceite. Se expresa en mg KOH/g . Es importante su determinación, ya que es una variable que determina directamente la calidad del aceite. El índice máximo permitido para que el aceite pueda ser usado para biodiesel es de 0.5 mg KOH/g .²⁵

1.2.5.4 Índice de saponificación. Este índice se define como el número de miligramos de hidróxido de potasio que son requeridos para saponificar 1g de grasa. El cálculo de este índice permite obtener el peso molecular promedio del ACP, el cual es necesario para los cálculos estequiométricos y balances de masa del proceso y de su posterior escalamiento.

1.2.5.5 Índice de yodo. El índice de yodo se define como el grado de instauración de una grasa o aceite. Se expresa como (g) de yodo absorbidos por 100 g de muestra. Permite establecer la cantidad de enlaces dobles que tiene la cadena del triglicérido.

²⁵ IASTIAQUE, Gislaine, et al. Physical and chemical properties of fish oil biodiesel produced in Brazil. Renewable and Sustainable Energy Reviews, Western Paraná University, Brasil. 2015.

Una vez se han determinado estas propiedades se inicia la refinación del aceite, proceso compuesto por las etapas de filtración, desgomado, neutralización y secado.

1.3 REFINACION DEL ACEITE CRUDO

El aceite que provee la empresa se denomina aceite crudo, el cual presenta impurezas, fosfátidos y es de carácter ácido. Esto es debido a que después de su extracción solo se realiza una filtración para eliminar los residuos sólidos provenientes de las vísceras del pescado. En la bibliografía consultada²⁶ los autores reportan que es necesario hacer un proceso de adecuación o refinación en el que se eliminen o disminuyan los componentes que afectan la reacción.

1.3.1 Filtración. Es la etapa inicial de toda refinación de aceite y se realiza para eliminar impurezas y partículas sólidas que puedan estar presentes en el líquido debido a su proceso extractivo o a su empaque, almacenamiento y manejo.

1.3.2 Desgomado. El objetivo principal de esta etapa es la eliminación de los fosfolípidos, también llamados fosfátidos o gomas. Para el aceite de pescado la cantidad de estos es inferior a la de otros aceites vegetales²⁷, por lo que su eliminación es más sencilla para el ACP que para el aceite de origen vegetal. La eliminación de los fosfatados es de gran importancia debido a las siguientes complicaciones que supone su presencia:

- Son compuestos emulsionantes, lo que supone pérdidas en el proceso de refinación.
- Normalmente le confieren turbidez al producto por aparición de precipitados, disminuyendo su estabilidad y generando problemas en el almacenamiento
- Forman espuma al calentar el aceite lo que significa problemas en la reacción.

Existen dos tipos de fosfátidos, los hidratables y los no hidratables. Los primeros, que son la mayoría, se vuelven insolubles en aceite mediante un proceso de hidratación con agua caliente. Es decir, en contacto con agua forman geles de mayor gravedad específica que el aceite, formando flóculos que son fácilmente eliminados por decantación²⁸. De esta manera, se eliminan aproximadamente el 90% de dichos fosfátidos. Por otra parte, es necesario utilizar otro método para la eliminación del porcentaje restante en el que se encuentran los no hidratables.

Usando ácido fosfórico o cítrico, los fosfolípidos no hidratables se convierten en hidratables, repitiendo el proceso de hidratación y decantación se asegura la

²⁶ IASTIAQUE, Op. cit., p. 6.

²⁷ BLANCO, Pilar. Diseño de una planta piloto de refinación de aceites vegetales. Cádiz, 2007, 351p. Trabajo de grado (Ingeniería Química). Universidad de Cádiz. Facultad de ingeniería. p. 32.

²⁸ *Ibíd.*, p. 34.

máxima eliminación de estos compuestos. Cabe resaltar que el porcentaje no eliminado en este proceso se remueve durante la neutralización.

1.3.3 Neutralización. Para aceites vegetales o grasas animales con un porcentaje de acidez mayor al 2% se recomienda refinación química. La neutralización es la principal diferencia entre la refinación física y la refinación química. Esta etapa consiste en el tratamiento del aceite con un reactivo alcalino para la eliminación de los ácidos grasos libres presentes en este. De igual forma, remueve pigmentos y fosfátidos que no hayan sido eliminados en el proceso de desgomado, siempre y cuando no excedan las 250 ppm.²⁹

Se ha encontrado³⁰ que en la catálisis inorgánica altos contenidos de AGL y humedad favorecen el proceso de saponificación, dificultando el proceso de separación de los productos y limitando la eficiencia de la reacción de transesterificación, por lo cual es necesario eliminarlos en la mayor medida posible. El reactivo principalmente utilizado es el hidróxido de sodio que es una base fuerte que neutraliza los ácidos grasos con mayor facilidad.

El principal problema de este método radica en que la sosa caustica no solo reacciona con los AGL, sino también con una parte del ácido graso neutro (TGL), lo cual implica pérdidas significativas de aceite en la corriente y, por lo tanto, en el proceso en general. Esta reacción de saponificación es la responsable de la formación de jabones. Otras fuentes literarias proponen el uso de reactivos alcalinos débiles, aumentando la cantidad a utilizar, pero otorgando resultados de menor rendimiento, por lo que el hidróxido de sodio se sobrepone como el de mayor uso actualmente.

Uno de los parámetros de diseño más importantes en la neutralización es la concentración a usar de la solución de NaOH, ya que esta dependerá de la acidez que contenga el aceite. Se debe procurar ser lo más preciso posible para evitar la neutralización del aceite neutro y evitar pérdidas por saponificación.

1.3.4 Lavado y secado. Posterior a la neutralización es necesario lavar el aceite separado durante la decantación, ya que en él aún existen trazas de jabón y estas dificultarían la reacción. El agua caliente (en relación 5:1 aceite-agua)³¹ arrastra al jabón consigo y al no ser miscible en agua, se generan dos fases que de nuevo, son separadas por decantación. Después de concluir con el lavado y la separación del agua se le debe hacer un secado al aceite (a 103-105°C)³², pues este contiene

²⁹ *Ibíd.*, p. 35.

³⁰ *Ibíd.*, p. 37.

³¹ ROLDÁN, David. Extracción y refinación de aceite crudo de pescado. Lima: Universidad Nacional Agraria La Molina. Facultad de pesquería. 2017.

³² KARA, Op. cit., p. 3

trazas de agua que afectarían la reacción e incluso, podrían inducir otra reacción de saponificación.

2. DESARROLLO EXPERIMENTAL

Este capítulo aborda la fase experimental del proyecto, desde la recepción del aceite, su caracterización y refinación, hasta la obtención del biodiesel a través de la reacción de transesterificación y las pruebas de calidad que le fueron realizadas. Cabe mencionar que esta etapa del proyecto fue fundamental ya que permitió evaluar la viabilidad técnica, y a partir de esto continuar con la propuesta de escalamiento del proceso y la evaluación financiera

Se expondrán tres etapas del proceso, primero, las pruebas de caracterización para identificar el estado del aceite y sus propiedades. Segundo, los métodos de refinación y finalmente, las condiciones de operación para la producción de biodiesel.

2.1 CARACTERIZACIÓN DEL ACEITE CRUDO

La caracterización del ACP es necesaria para facilitar el aseguramiento de la calidad del producto de interés (biodiesel). Con esta intención se sometió al aceite a una caracterización fisicoquímica, pruebas que fueron realizadas bajo las especificaciones de las Normas Técnicas Colombianas (NTC) y American Society for Testing and Materials (ASTM).

Según el protocolo de la NTC 217, para muestreo de grasas y aceites, se seleccionó un lote de 5 litros, almacenado en un recipiente horizontal cilíndrico de polietileno de alta densidad (PET). El muestreo empezó con una operación preliminar de homogenización de la materia para la toma de la muestra, que se realizó con un cilindro de válvula, tomando 3 incrementos: uno de arriba, tres del medio y uno del fondo. El incremento de arriba fue tomado a un nivel de 1/10 de la profundidad total a partir de la superficie, el incremento del medio fue tomado a la mitad de la profundidad del tanque y Finalmente, el incremento del fondo fue tomado a 9/10 de la profundidad total.

Se preparó una muestra a granel mezclando proporcionalmente cada parte de los incrementos tomados, y se almaceno a una temperatura menor a 15°C.

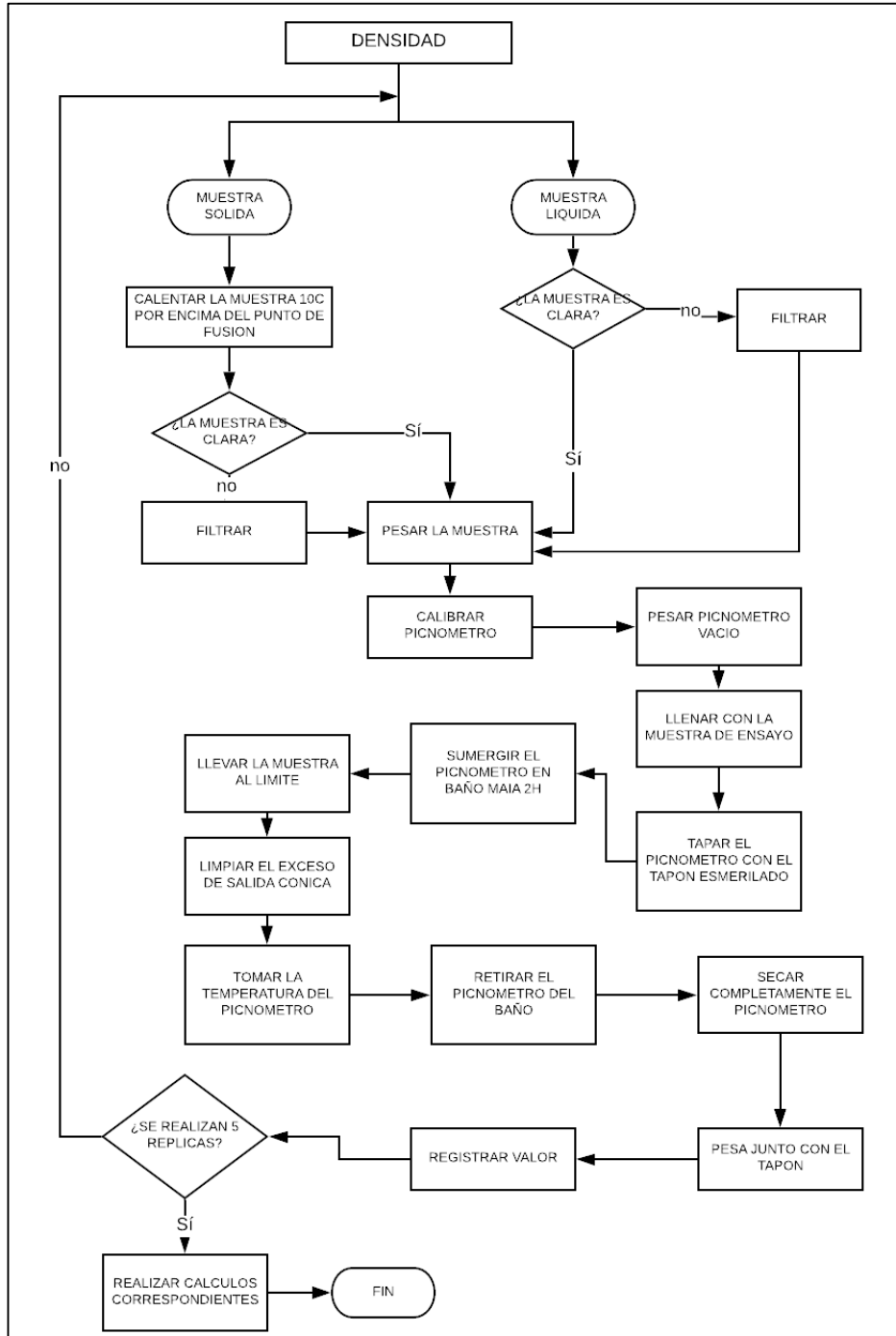
La fecha de muestreo fue el 4 de marzo del 2019.

2.1.1 Densidad. La prueba fue realizada por la Universidad Nacional de Colombia, sede Bogotá, y se reportaron datos a 40°C y 60°C, debido a que estas temperaturas del catálogo de la universidad más cercanas a la temperatura de experimentación posterior. Realizaron la prueba con un hidrómetro ST, con certificado de calibración 0223 del 30 de diciembre del 2011.

Adicionalmente, se determinó la densidad a 25°C en el laboratorio del Tecnoparque del SENA siguiendo el procedimiento expresado en la NTC 336, ilustrado en la figura 3. Esta norma establece el método de la determinación de la masa por volumen convencional para grasas y aceites de origen animal y vegetal. La

temperatura de ensayo debe ser tal, que no se depositen cristales. Requiere especialmente de un picnómetro Jaulmes y un baño termostático.

Figura 2. Procedimiento para la determinación de la densidad.

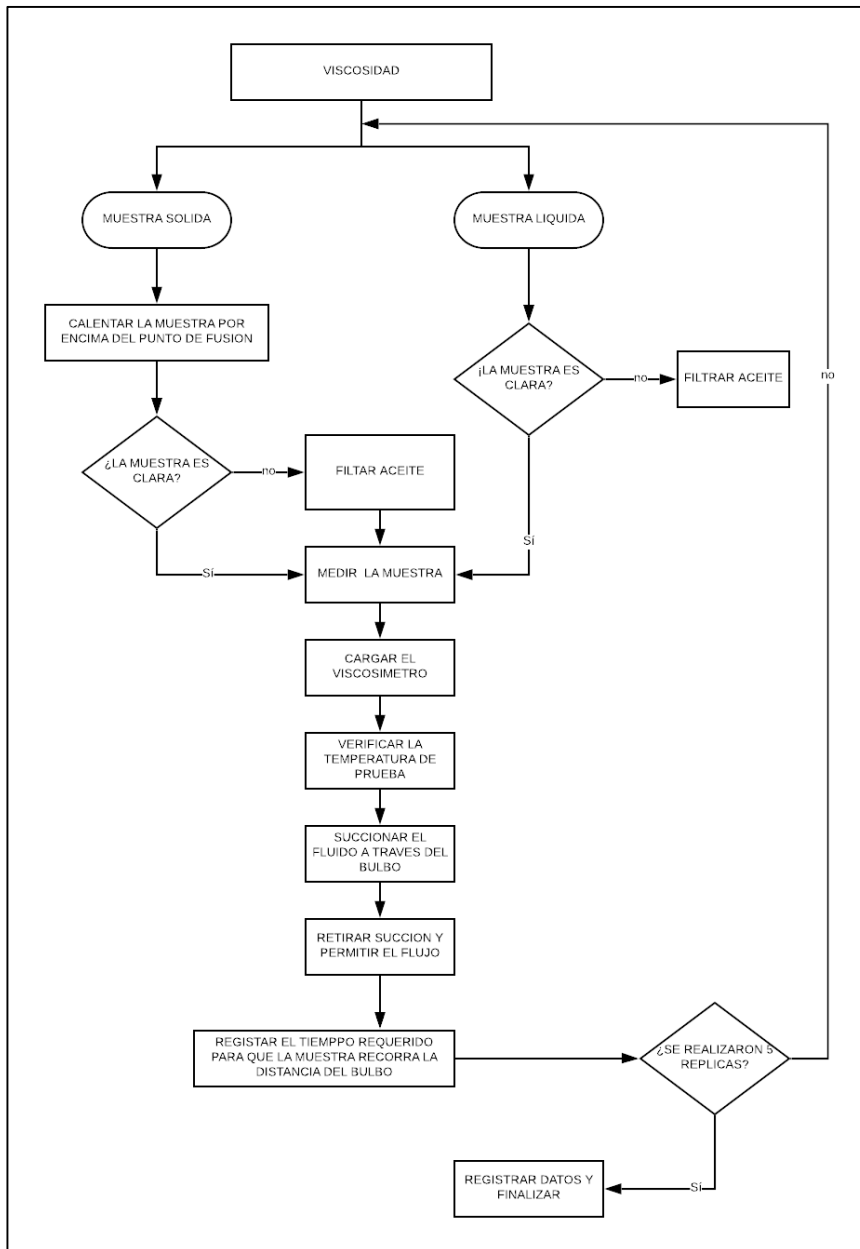


Fuente: elaboración propia.

2.1.2 Viscosidad. La prueba también fue realizada por la Universidad Nacional de Colombia, bajo la ASTM D-445 y fue reportada a 40 °C, ya que a esta temperatura se tenía un referente bibliográfico³³ para compararla. La norma está diseñada para la determinación de la viscosidad cinemática de grasas y aceites a distintas temperaturas. Se usó un viscosímetro capilar Cannon Fenske routine No. 300, y número de serie 5675. También se empleó un baño KOEHLER modelo K23376-00000, serie R 71130092, un termómetro PG ERTCO con certificado de calibración No. 4795 del 10 de diciembre de 2011 y un cronómetro OAKTON con certificado de calibración No. 200899 del 11 de septiembre de 2011. La figura 4 muestra el procedimiento según la norma mencionada.

³³ IASTIAQUE, Op. cit., . 4.

Figura 3. Procedimiento para la determinación de la viscosidad.

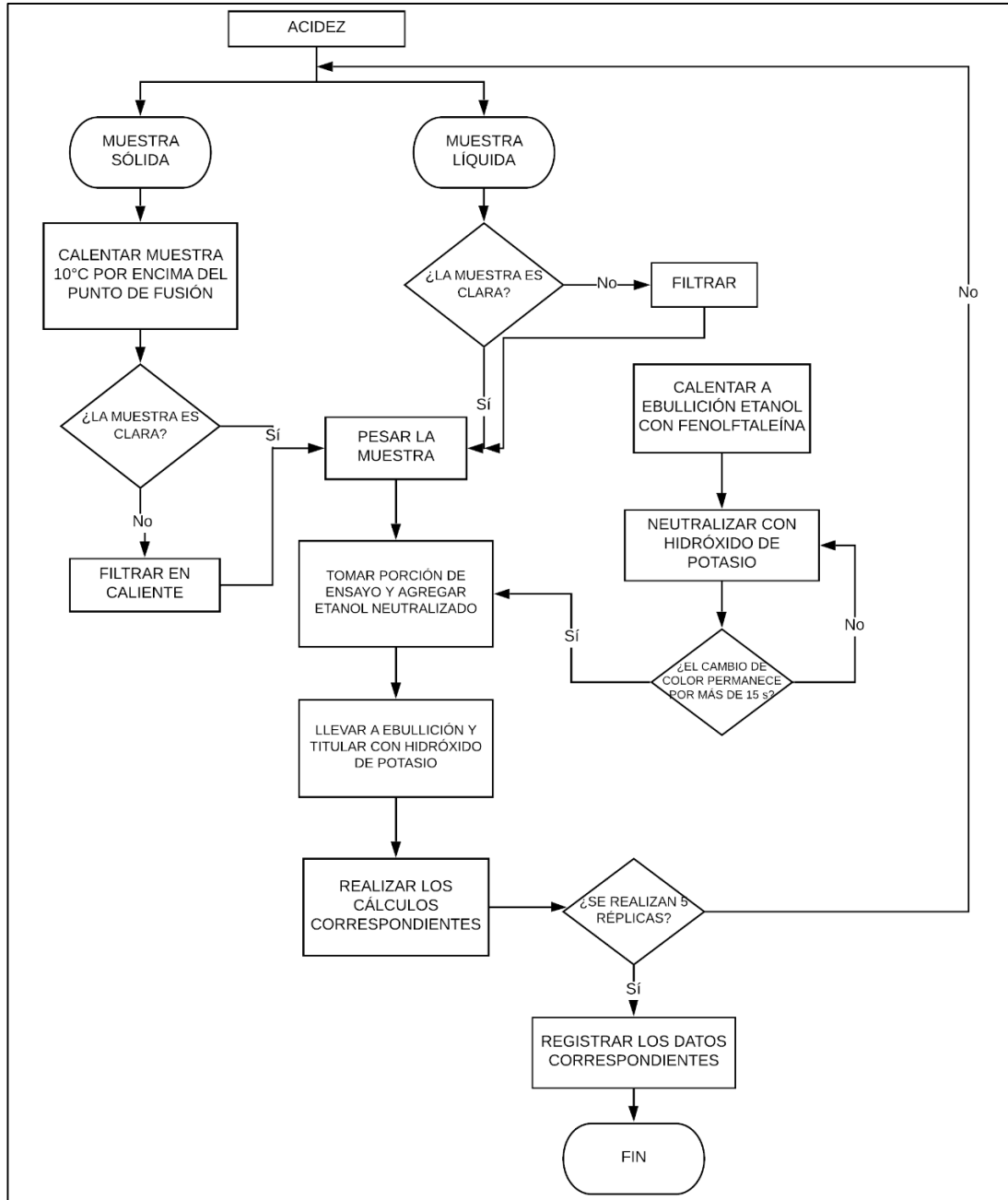


Fuente: elaboración propia.

2.1.3 Índice de acidez. Esta prueba también fue realizada por la Universidad Nacional de Colombia bajo las condiciones expresadas en la ASTM D-664. La norma expresa el número total de ácido (TAN) de una grasa o aceite usando hidróxido de potasio para titular, cloroformo y alcohol isopropílico como diluyentes de la muestra y el mismo tipo de alcohol como diluyente del KOH. Se hizo empleando un titulador automático Mettler Toledo T50 con número de serie 513184395, con certificado de

calibración T195-12 del 30 de noviembre de 2012. El procedimiento se ilustra en la figura 5.

Figura 4. Procedimiento para la determinación del índice de acidez.

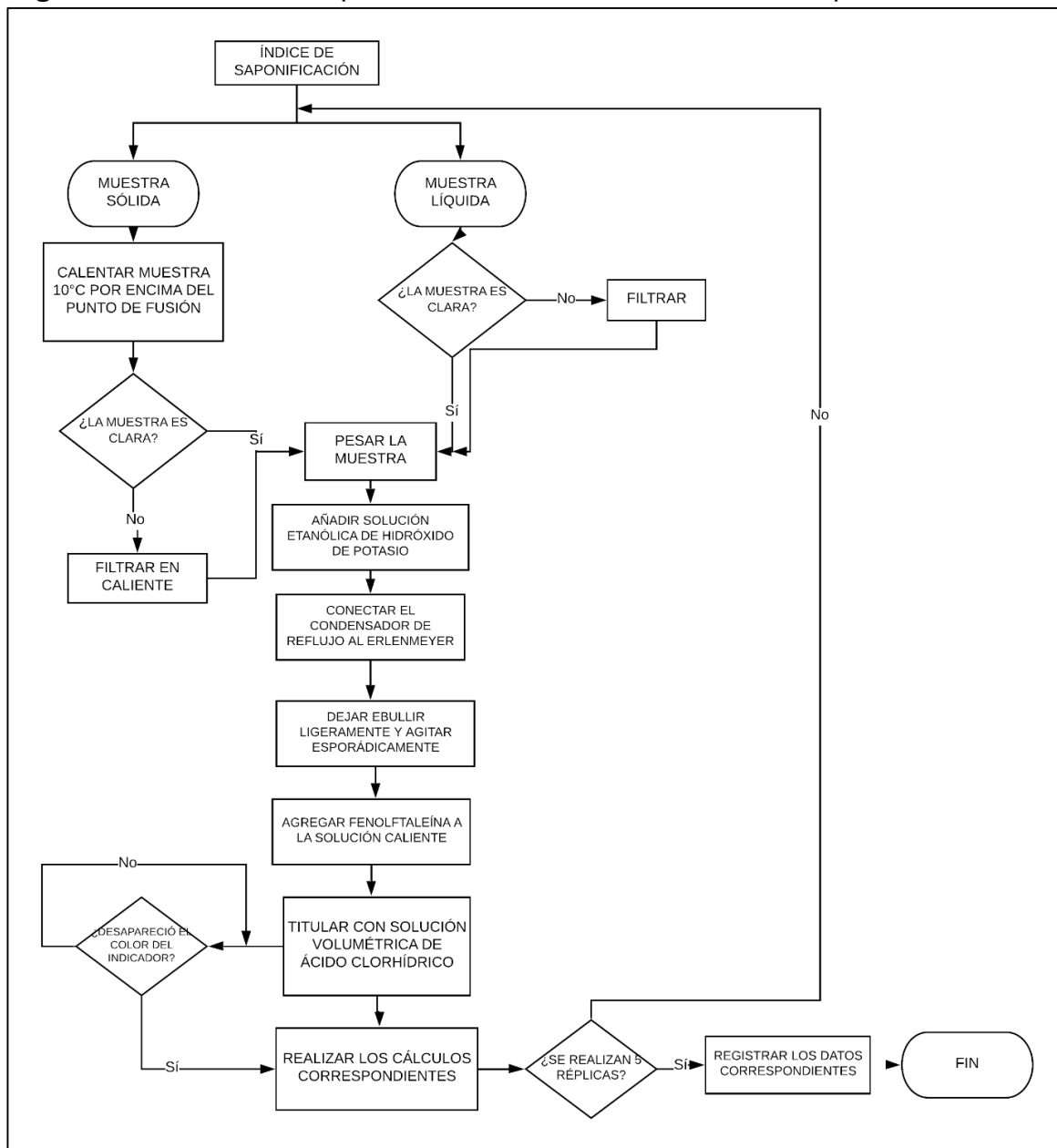


Fuente: elaboración propia.

2.1.4 Índice de saponificación. La determinación del índice de saponificación fue llevada a cabo por la Universidad Nacional de Colombia bajo la ASTM D-5558, que se usa para la determinación de este parámetro para grasas y aceites con el

propósito de asegurar la calidad de las muestras usando una solución alcohólica de hidróxido de potasio como diluyente y ácido clorhídrico al 0.5N para titular. La figura 6 muestra el procedimiento según la norma.

Figura 5. Procedimiento para la determinación del índice de saponificación.

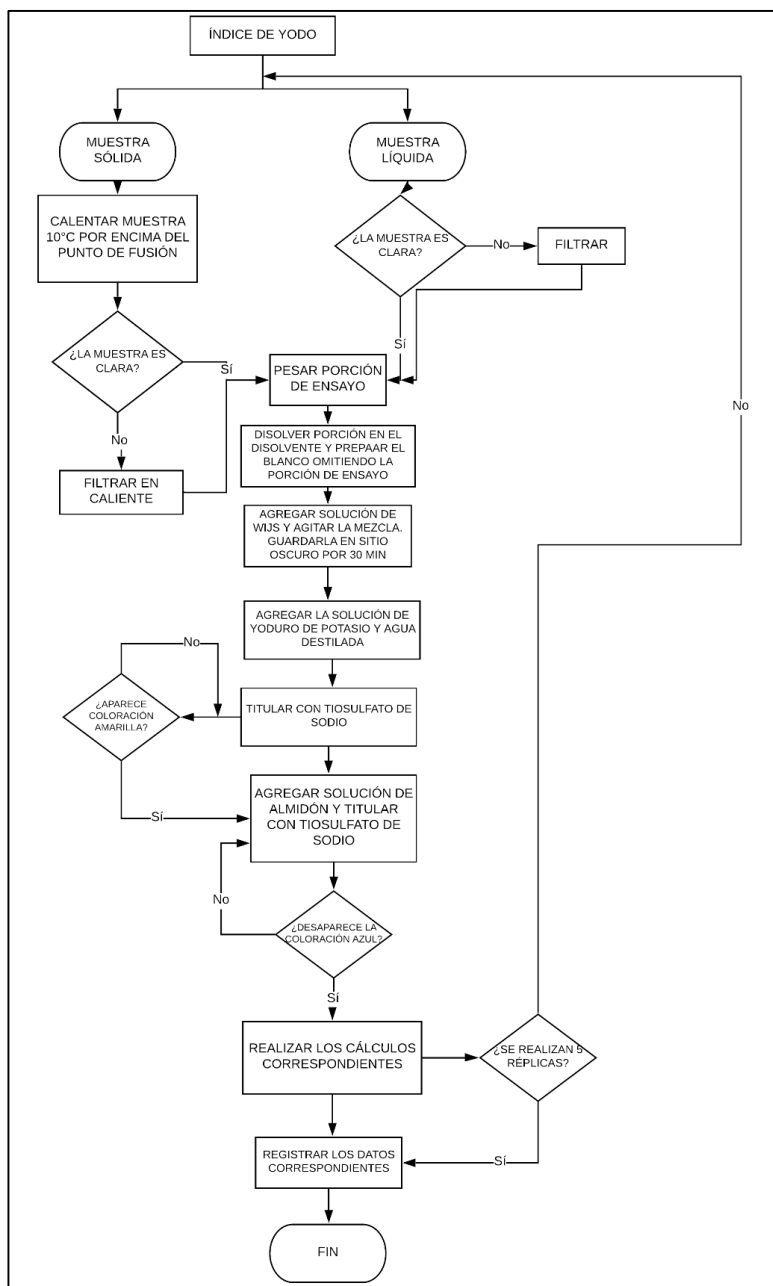


Fuente: elaboración propia.

2.1.5 Índice de yodo. Esta prueba fue realizada en los laboratorios del Tecnoparque del SENA siguiendo lo estipulado en la NTC 283, que estipula el protocolo para la determinación de este parámetro para grasas y aceites, usando

cloroformo como solvente y tiosulfato de sodio al 0.1M para titular. También emplea solución de WIJS y yoduro de potasio para preparar la solución. El equipo especialmente necesario es un matraz cónico con tapa de vidrio esmerilada y una balanza analítica con precisión de 0.0001 g. La figura 7 ilustra el procedimiento según dicha norma. El anexo B presenta los cálculos para su determinación.

Figura 6. Procedimiento para la determinación del índice de yodo.



Fuente: elaboración propia.

2.1.6 Resultados. La tabla 2 reúne los resultados de la caracterización del ACP y los valores esperados según la literatura consultada:

Tabla 1. Resultados de la caracterización del ACP.

| Prueba | Unidades | Resultado | Valor de referencia | Cumplimiento |
|--------------------------|------------------------|-----------|-------------------------|--------------|
| Densidad (a 25°C) | g/mL | 0.924 | 0.92-0.93 ³⁴ | SÍ |
| Densidad (a 40°C) | g/mL | 0.895 | - | - |
| Densidad (a 60°C) | g/mL | 0.885 | - | - |
| Viscosidad (a 40°C) | cSt | 35.5413 | 33.7 ³⁵ | - |
| Índice de yodo | g de yodo/ g de aceite | 118 | 130-200 ²² | NO |
| Índice de saponificación | mg KOH/g | 184.2 | 186-198 ²² | SÍ |
| Índice de acidez | mg KOH/g | 4.312 | - | - |
| Porcentaje de acidez | % | 2.167 | Máximo 3% ²² | SÍ |

Fuente: elaboración propia.

Después de que finalizaron las pruebas de caracterización, se compararon los resultados obtenidos con los consultados bibliográficamente. Cabe mencionar que se utilizaron como referencia los valores de la Norma Técnica Peruana debido a que no hay datos registrados para la caracterización de aceite de pescado en Colombia. Teniendo eso en cuenta, los resultados pueden variar.

En el caso de la densidad se halló (según la norma técnica peruana) que a 25°C el ACP tenía que reportar un valor entre 0.92 y 0.93 g/L. El valor obtenido fue de 0.924 g/L, que está dentro del rango esperado. Adicionalmente, se calculó a 40°C y 60°C, obteniendo resultados de 0.895 y 0.885 g/L respectivamente. La disminución de la densidad como repuesta al aumento de la temperatura es el comportamiento esperado.

³⁴ INACAL. Normas técnicas peruanas sobre productos hidrobiológicos. NTP 312.002, Lima, 2010. [Consultado 30 de marzo de 2019]. Disponible en <https://www.inacal.gob.pe/repositorioaps/data/1/1/1/jer/prensa/files/PRODUCTOS%20HIDROBIOL%C3%93GICOS.pdf>

³⁵ ALMEIDA, Vanessa; GARCÍA, Pedro; GUADIX, Antonio; GUADIX, Emilia. Biodiesel production from mixtures of waste fish oil, palm oil and waste frying oil: Optimization of fuel properties. En: *Fuel Processing Technology* [en línea]. Mayo de 2015. vol. 133. p. 52-160. [Consultado: 23 de marzo de 2019]. Disponible en <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0378382015000636>.

La viscosidad se reportó a 40°C ya que a esta temperatura se conocía un referente bibliográfico para el ACP. El valor de referencia es de 33.7 centistokes (cSt), es decir es menos viscoso que el aceite de palma, que es el aceite principalmente usado en la producción de biodiesel y que tiene una viscosidad de 44.21 cSt.³⁶ La viscosidad de ACP que proveyó Todo Pez fue de 35.5413 cSt, un valor cercano al referente e igualmente menor que el del aceite de palma.

El índice de yodo, como ya se mencionó, proporciona información sobre el grado de insaturación de una grasa o aceite. Un alto índice de yodo indica un alto grado de insaturación (presencia de enlaces dobles o triples) mientras que un valor bajo indica un alto grado de saturación (presencia de enlaces carbono-hidrógeno). Por ejemplo, el aceite de palma es altamente saturado y presenta un índice de yodo entre 50 y 55 g de yodo/ g de aceite y el aceite de linaza es altamente insaturado y por lo tanto su índice de yodo está en el rango de 170 a 190 g de yodo/ g de aceite.³⁷

En el caso del aceite de pescado se esperaban valores entre 130 y 200. Sin embargo, tras la realización de la prueba, se obtuvo un índice de yodo de 118 g de yodo/ g de aceite. Este valor inusualmente bajo se explica con el grado de enranciamiento de la muestra, ya que los glicéridos de AG con enlaces dobles o triples son más sensibles a la oxidación,³⁸ y por lo tanto, si un aceite insaturado arroja valores de índice de yodo poco característicos, es consecuencia del estado de oxidación que presenta.

El índice de saponificación, como se mencionó, permite calcular el PM aproximado del aceite. Para un aceite de pescado los valores esperados varían entre 186 y 198 mg KOH/ g. El índice de saponificación de la muestra que se analizó fue de 184.2 mg KOH/ g. Aunque el valor no está dentro de rango esperado, tampoco está distanciado de manera significativa. El PM del aceite fue de 304.5 g/mol, y el cálculo se muestra en el anexo B.

Finalmente, con el índice de acidez (que proporciona información sobre la cantidad de ácidos grasos libres en el aceite) se determinó el porcentaje de acidez del aceite, resultando en 2.167% mientras que el reportado en la bibliografía es de máximo 3%. Este valor, aunque está dentro del rango esperado hizo necesario plantear la neutralización del aceite, ya que para que sea usado como materia prima en la

³⁶ RINCÓN, Sandra; MARTÍNEZ, Daniel. Análisis de las propiedades del aceite de palma en el desarrollo de su industria. En: *Palmas*. Enero 1 de 2009. vol. 30, nro. 2. p. 4-6. [Consultado: 13 de febrero de 2019]. Disponible en: <https://publicaciones.fedepalma.org/index.php/palmas/article/view/1432>.

³⁷ BAUDI, Salvador. Diccionario de la Tecnología de los Alimentos. [en línea]. 2 ed. México: Alhambra. 1988, 300p. [Consultado el 7 de marzo de 2019]. Disponible en iberlibro.com/buscar-libro/titulo/diccionario-de-tecnologia-de-los-alimentos.

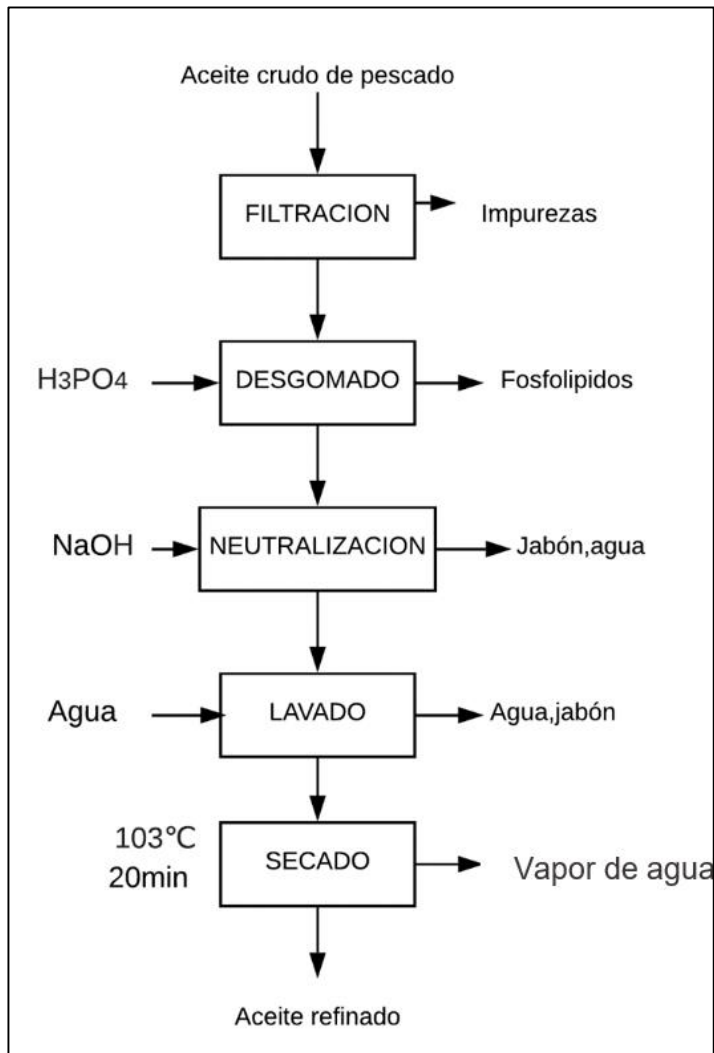
³⁸ Facultad de química farmacéutica. Grasas y aceites comestibles. Universidad de Antioquia, Medellín. [Consultado: 15 de marzo de 2019]. Disponible en: <http://docencia.udea.edu.co/qf/grasas/yodo.html>.

producción de biodiesel se requiere que el índice de acidez sea menor que 0.5 mg KOH/ g y el índice de la muestra es de 4.312 mg KOH/ g.

2.2 REFINACIÓN

Posterior a la caracterización fisicoquímica del aceite se procedió a refinarlo. La refinación del aceite por etapas se presenta en la figura 8.

Figura 7. Diagrama de bloques de la refinación.

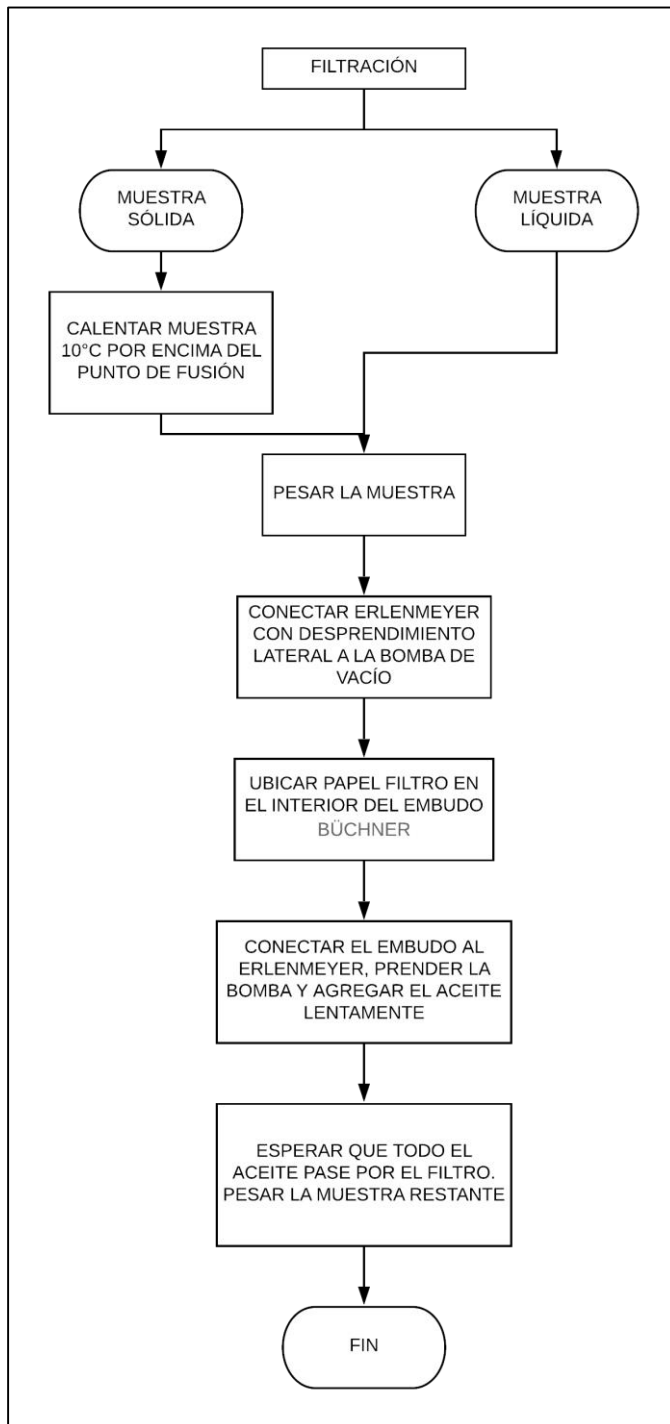


Fuente: elaboración propia.

La figura 8 muestra el procedimiento general de refinación de aceite, en ella se aprecian las etapas principales y las entradas y salidas de materia de cada una de ellas.

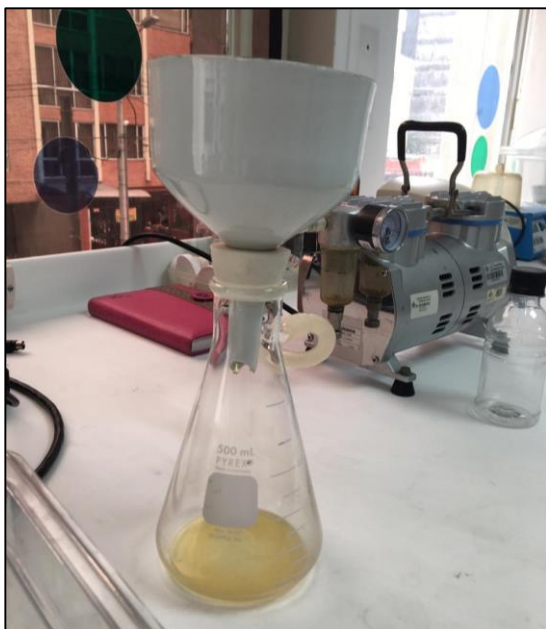
2.2.1 Filtración. Es la etapa inicial de toda refinación y permite eliminar impureza. Se realizó en los laboratorios del Tecnoparque del SENA. La figura 9 muestra el procedimiento experimental que se siguió, y en la ilustración 3 se puede apreciar el montaje del proceso.

Figura 8. Procedimiento para la filtración.



Fuente: elaboración propia.

Ilustración 3. Montaje de filtración al vacío.



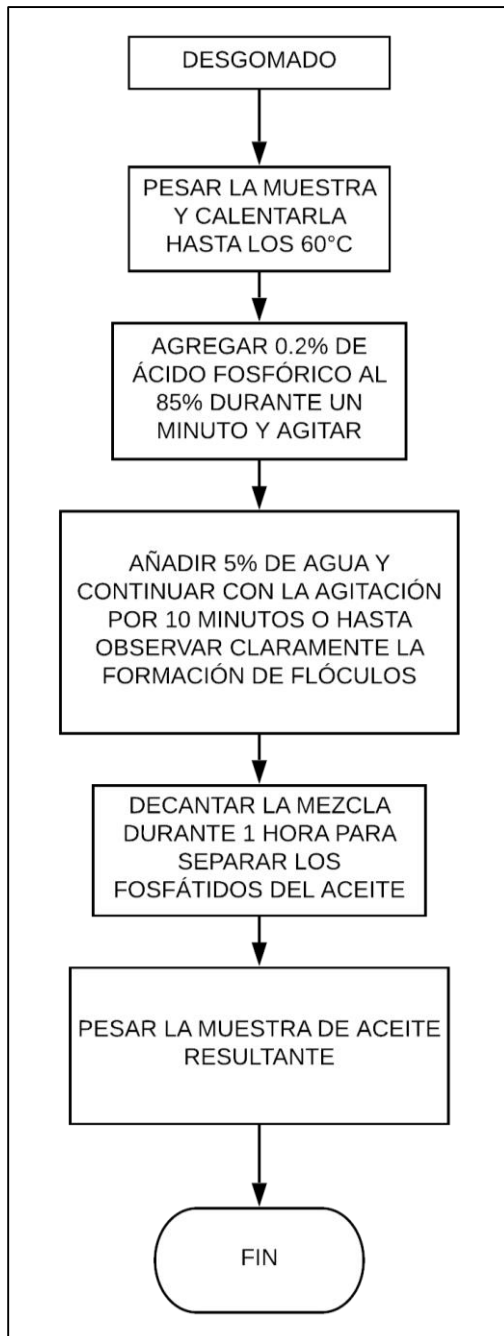
Fuente: elaboración propia.

Como se observa en la ilustración 3, el embudo Buchner se encuentra conectado al Erlenmeyer, que a su vez tiene conectado el desprendimiento lateral a la bomba de vacío. El aceite que se observa en el fondo está filtrado y el procedimiento se efectuó por lotes de 500 mL hasta filtrar la totalidad de la muestra. El aceite restante hace se encuentra en los residuos que se encuentran en el papel.

2.2.2 Desgomado. Después de finalizada la filtración se procedió a desgomar el aceite para retirar los fosfátidos. La figura 10 ilustra el procedimiento empleado³⁹. Adicionalmente, las ilustraciones 4 y 5 muestran parte del proceso.

³⁹ BLANCO, Op. cit., p. 36.

Figura 9. Procedimiento para el desgomado.



Fuente: elaboración propia.

En la figura 10, el porcentaje de ácido fosfórico corresponde a una relación volumen, y la agitación, llevada a cabo por una plancha de calentamiento con agitación magnética correspondió a 70 revoluciones por minuto.

Ilustración 4. Formación de flóculos.



Fuente: elaboración propia.

Ilustración 5. Decantación de fosfátidos.



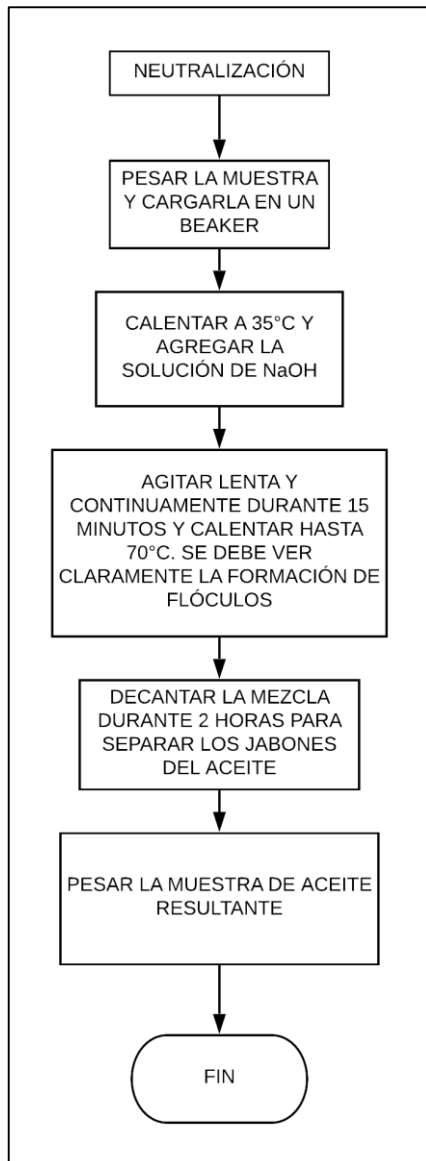
Fuente: elaboración propia.

La ilustración 4 muestra la hidratación de los fosfátidos, quienes por poseer mayor densidad se aprecian en el fondo del balón. La ilustración 5, muestra el embudo de decantación en el que se aprecian las 3 fases formadas por aceite desgomado, fosfátidos hidratados y agua restante.

2.2.3 Neutralización. Seguido al desgomado se realiza la neutralización, que es la fase crítica del proceso de refinación. En el anexo B se ilustran cantidades y concentraciones recomendadas de sosa cáustica para cada tipo de aceite y diferentes porcentajes de acidez. La figura 11 muestra el procedimiento experimental⁴⁰. Las ilustraciones 6, 7, 8 y 9 ilustran parte del proceso.

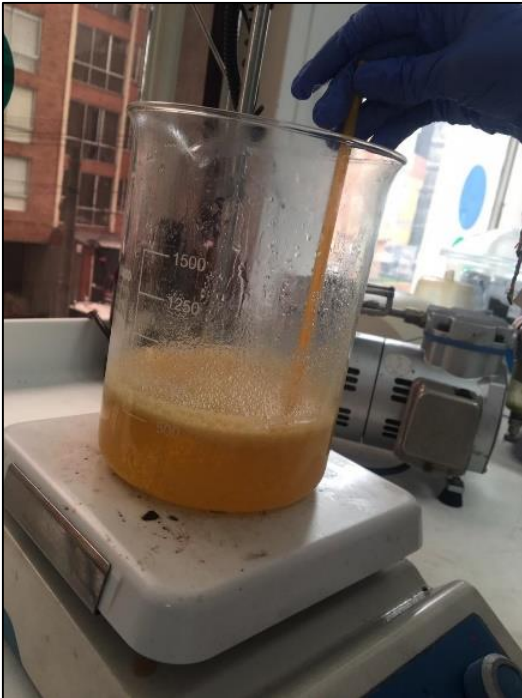
⁴⁰ BLANCO, Op. cit., p. 60.

Figura 10. Procedimiento para la neutralización.



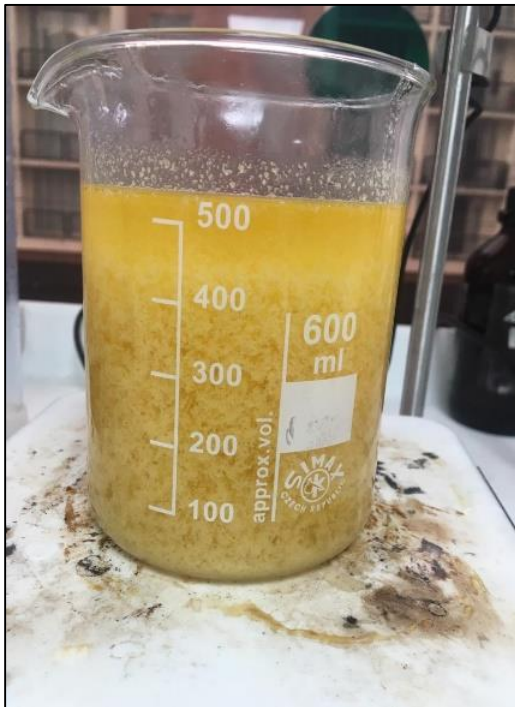
Fuente: elaboración propia.

Ilustración 6. Aceite con NaOH.



Fuente: elaboración propia.

Ilustración 7. Formación de flocúlos.



Fuente: elaboración propia.

Ilustración 8. Aceite neutralizado.



Fuente: elaboración propia.

Ilustración 9. Jabones separados.



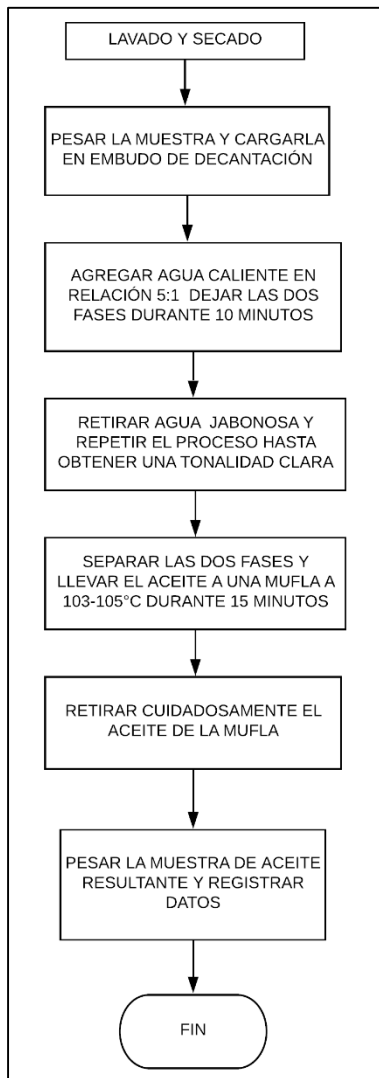
Fuente: elaboración propia.

La ilustración 6 muestra el contacto entre la solución de NaOH con el aceite desgomado, en el cual los ácidos grasos libres reaccionan empezando la formación de jabones. Una vez finalizado el tiempo de reacción se observa en la ilustración 7 la formación de los jabones y su consecuente aumento de tamaño. En la ilustración 9 se muestra el proceso de separación y finalmente, en la ilustración 8 se muestra el aceite neutralizado.

2.2.4 Lavado y secado. Es la última etapa de la refinación del aceite. Es importante ya que garantiza que no se formen jabones posteriormente, durante la reacción de transesterificación. La figura 12 presenta el procedimiento realizado⁴¹ y la ilustración 10 muestra parte de la metodología.

⁴¹ BLANCO, Op. cit., p. 72.

Figura 11. Procedimiento para el lavado y secado.



Fuente: elaboración propia.

Ilustración 10. Lavado y decantación.

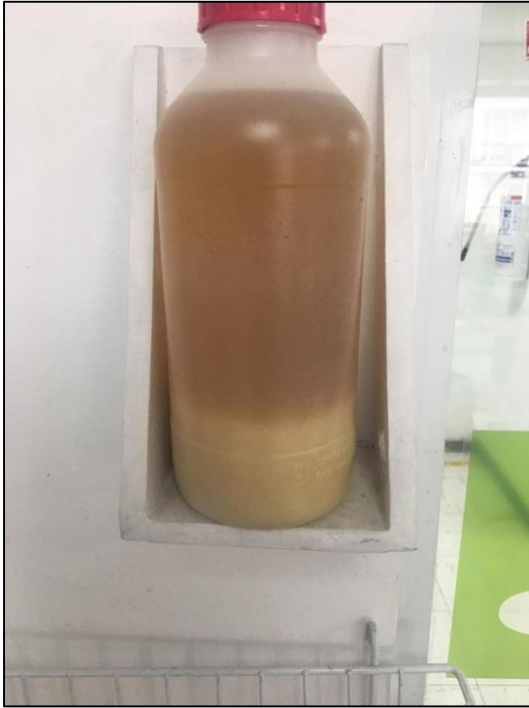


Fuente: elaboración propia.

La ilustración 10 muestra la separación del agua de lavado y el aceite, que se realiza por decantación debido a la inmiscibilidad y diferencia entre las densidades de ambos fluidos. El aceite separado fue llevado a una mufla para ser secado y así finalizó la refinación.

2.2.5 Resultados. Una vez concluida la refinación del ACP, se tuvo un producto más líquido, claro, brillante y menos oloroso. Las ilustraciones 11 y 12 muestran la diferencia entre el aceite crudo y el refinado.

Ilustración 14. Aceite crudo.



Fuente: elaboración propia.

Ilustración 18. Aceite refinado.



Fuente: elaboración propia.

Como se observa en las figuras anteriores, el aceite crudo contenía precipitado, era opaco y altamente oloroso. El aceite refinado, por otra parte, presenta un color más claro y brillante, es totalmente líquido y el olor disminuyó considerablemente.

Además de los cambios recién mencionados (todos esperados y positivos), existe uno negativo, pero también esperado: las pérdidas. Por cada etapa la eliminación de impurezas, AGL, fosfátidos y demás, significaba la pérdida de aceite también. Para cuantificarlas, se llevó registro del peso del aceite que entró y salió de cada etapa de la refinación, cuantificando las pérdidas y subproductos resultantes. Dichos cálculos se presentan en el anexo C. La tabla 3 resume las pérdidas que hubo de aceite por etapa, tanto en masa como porcentualmente.

Tabla 2. Pérdidas y subproductos por refinación.

| Etapa | Entrada de aceite (g) | Salida de aceite (g) | Pérdidas en masa (g) | Pérdidas porcentuales |
|-----------------|-----------------------|----------------------|----------------------|-----------------------|
| Filtración | 4622.5 | 4597.539 | 24.962 | 0.54% |
| Desgomado | 4597.539 | 4546.506 | 51.033 | 1.11% |
| Neutralización | 4546.506 | 3586.738 | 959.767 | 21.11% |
| Lavado y secado | 3586.738 | 3511.058 | 75.680 | 2.11% |

Fuente: elaboración propia.

Se tomaron 5 litros de aceite para refinar. Como era de esperar, la neutralización fue la etapa que presentó un mayor porcentaje de pérdidas, debido al alto porcentaje de AGL que presenta el ACP. Por otra parte, la experimentación probó que no es necesario volver a filtrar el aceite, pues las pérdidas son prácticamente despreciables en esta etapa del proceso. El porcentaje total de pérdidas es considerable, lo que implica un aumento en el costo de la materia prima destinada a la reacción.

Finalmente, se repitió la prueba de índice de acidez para verificar que dicho parámetro cumpla con el referente bibliográfico y sea menor a 0.5 mg KOH/ g aceite y de tal forma comprobar que la refinación es eficiente. El resultado fue de 0.3 mg KOH/ g de aceite y en el anexo B se muestra el cálculo de este índice. Con el aceite refinado se prosiguió a determinar las condiciones de reacción para la obtención del biodiesel. Estas fueron determinadas de manera bibliográfica y se exponen a continuación.

2.3 OBTENCIÓN DE BODIESEL

Después de finalizar la refinación del ACP se planteó la obtención de biodiesel a través de la reacción de transesterificación. Antes de iniciar con la producción del biocombustible se realizó una revisión bibliográfica de los distintos parámetros que afectan la reacción y de esta manera se seleccionaron las condiciones para la misma.

2.3.1 Factores que afectan la reacción. Los parámetros que se estudiaron son: el tipo de alcohol, la relación molar aceite-alcohol, tipo y concentración del catalizador, temperatura y tiempo de reacción, y agitación. Para el desarrollo del proyecto de grado se seleccionaron dos de estos parámetros (relación molar alcohol-aceite y temperatura de reacción) que están relacionados directamente con la calidad del producto deseado y se evaluó su efecto a distintos valores a través de un diseño de experimentos que será explicado posteriormente. La tabla 4 expone los principales referentes bibliográficos a partir de los cuales se fijaron 4 de los 6 factores de reacción estudiados.

Tabla 3. Factores que afectan la reacción según la bibliografía consultada.

| Tipo | Referente | | | Parámetros | | | | |
|-------------------------------------------------|------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------------|-------------------------------|-----------------|--------------------------|-----------------|-------------|
| | Autores | Título | Catalizador | Cantidad de catalizador (p/p) | Tipo de alcohol | Tiempo de reacción (min) | Agitación (RPM) | Rendimiento |
| Artículo de revista | KARA, Kaoutar et al. | Biodiesel production from waste fish oil with high free fatty acid content from Moroccan fish-processing industries. [Producción de biodiesel a partir de aceite de pescado de desecho con alto contenido de ácidos grasos proveniente de industrias de procesamiento de pescado de Marruecos]. | KOH | 1% | Metanol | 30-75 | 700 | 99.1% |
| Artículo de revista | IASTIAQUE, Gislaine et al. | Physical and chemical properties of fish oil biodiesel produced in Brazil. [Propiedades físicas y químicas de biodiesel de pescado producido en Brasil]. | KOH | 0.6% | Metanol | 20 | 600 | - |
| Tesis de grado de Ingeniería de Procesos | ARBELÁEZ, Ángela; RIVERA, Marcela. | Diseño conceptual de un proceso para la obtención de biodiesel a partir de algunos aceites vegetales colombianos. | KOH | 1% | Metanol | 90 | 120-600 | 84.14% |
| Tesis de grado de Ingeniería Mecánica | DÍAZ, Carlos; LÓPEZ, Néstor. | Diseño y construcción de una planta piloto de producción de biodiesel de manera continua | NaOH | 0.5% | Metanol | 75 | 1200 | 98.3% |

Fuente: elaboración propia.

2.3.1.1 Catalizador. La selección del catalizador se hizo entre los dos tipos más comunes de catálisis: la ácida y la básica. La ácida fue evaluada con el ácido sulfúrico y la básica con los hidróxidos de sodio y potasio. Los criterios que fueron comparados para cada uno de estos fueron: costo, toxicidad, rendimiento y velocidad de reacción. Cada criterio tuvo una calificación de 0 a 4 donde:

- 0: Muy malo
- 1: Malo
- 2: Moderado
- 3: Bueno
- 4: Muy bueno

Las calificaciones dadas con base en la bibliografía consultada en el capítulo 1, sección 1.1.7 y la información dada en los referentes presentados en la tabla 4. A continuación, en la tabla 5, se presenta la matriz de selección.

Tabla 4. Matriz de selección catalizador.

| Criterio | Valor del criterio (%) | Catálisis básica | | Catálisis ácida |
|-----------------------|------------------------|------------------|-----|--------------------------------|
| | | NaOH | KOH | H ₂ SO ₄ |
| Costo | 25% | 3 | 2 | 1 |
| Toxicidad | 15% | 2 | 2 | 2 |
| Rendimiento | 40% | 4 | 4 | 2 |
| Velocidad de reacción | 20% | 2 | 4 | 1 |
| Puntaje ponderado | 100% | 3.05 | 3.2 | 1.55 |

Fuente: elaboración propia.

Cada criterio recibió un valor según qué tan importante se considera para la selección del catalizador. Así, se realizó la ponderación de cada tipo de catalizador. Los catalizadores básicos obtuvieron valores más altos que el ácido, principalmente debido a su baja velocidad de reacción y alto costo. El catalizador con mayor puntuación ponderada fue el KOH y por lo tanto fue seleccionado.

2.3.1.2 Tipo de alcohol. La selección del tipo de alcohol siguió un proceso similar al del catalizador. En este caso se evaluaron el metanol y el etanol, los dos más utilizados en la producción de biodiesel por transesterificación. La tabla 6 presenta la matriz de selección. Los criterios seleccionados para evaluar la selección fueron basados en la bibliografía consultada en el capítulo 1, sección 1.1.6 y los referentes de la tabla 4.

Tabla 5. Matriz de selección tipo de alcohol.

| Criterio | Valor del criterio (%) | Tipo de alcohol | |
|---------------------------|------------------------|-----------------|--------|
| | | Metanol | Etanol |
| Precio | 40% | 3 | 2 |
| Toxicidad | 10% | 2 | 2 |
| Rendimiento | 30% | 4 | 2 |
| Facilidad de recuperación | 20% | 3 | 1 |
| Puntaje ponderado | 100% | 3.2 | 1.8 |

Fuente: elaboración propia.

El rendimiento en la reacción fue uno de los criterios más significativos en la selección del tipo de alcohol y, como se observa en la tabla 6, el puntaje ponderado del metanol fue superior y por tanto se trabajó con este.

De todos modos, se debe tener en cuenta que el metanol es una sustancia catalogada como estupefaciente por el misterio de salud nacional. Por este motivo su adquisición y transporte está sujeto a lo estipulado en el decreto 2272 de 1991. Sin embargo, el mismo decreto en el artículo 4, párrafo segundo menciona que el metanol empleado para la producción de biodiesel deberá ser comercializado a entidades o empresas a través de una autorización ordinaria que otorga un certificado de carencia de informes por tráfico de estupefacientes.

2.3.1.3 Tiempo de reacción. Se reportaron distintos tiempos de reacción en los referentes bibliográficos, pero finalmente se decidió trabajar con 20 minutos, pues es el reportado para el mismo tipo de aceite (de tilapia) y porque se trabajó con un volumen bajo.

2.3.1.4 Agitación. Se decidió manejar una agitación de 600 RPM, ya que se busca asegurar una buena mezcla entre los reactivos debido a que el aceite es inmisible en alcohol. Este es un valor reportado en la bibliografía consultada. Y además, según lo reportado por el referente consultado⁴² valores entre las 120 y 600 RPM son adecuados.

Aparte de estos 4 factores, existen otro dos (relación molar de reactivos y temperatura de reacción) que en la mayoría de los referentes bibliográficos consultados fueron variados, para evaluar su influencia en los rendimientos. Por lo tanto, se propuso un diseño de experimentos para determinar la combinación de estos factores que arrojaba mayores rendimientos.

⁴² DARNOKO, D; CHERYAN, Munir. Kinetics of palm oil transesterification in a batch reactor. En *Journal of the American Oil Chemists' Society*. [en línea]. Urbana: Universidad de Illinois, diciembre de 2000. vol. 77, nro. 12. p.1263-1267. [Consultado: 3 de junio de 2019]. Disponible en <https://link.springer.com/article/10.1007/s11746-000-0198-y> ISSN 1558-9331.

2.3.1.5 Relación molar. La relación molar aceite-metanol es una de las variables más importantes del proceso, además de tener influencia en los costos de materia prima, actúa directamente sobre el rendimiento de la reacción. Según la estequiometría de la reacción, se deben usar tres moles de alcohol y una mol de triglicérido para obtener tres moles de ésteres metílicos. Sin embargo, debido a la naturaleza de la reacción, es necesario usar exceso de metanol para garantizar que el equilibrio se desplace hacia los productos.

En la literatura, se usan relaciones molares desde 3:1 hasta 543:1, sin embargo, la dificultad de la separación de la glicerina aumenta proporcionalmente con la relación usada⁴³. Se decidió variar entre las relaciones de exceso 6:1, 9:1 y 12:1, que son de las más comúnmente reportadas en la bibliografía.

2.3.1.6 Temperatura de reacción. La reacción de transesterificación ha sido estudiada a distintas temperaturas y puede ocurrir en un amplio rango de estas dependiendo del aceite empleado. Generalmente el rendimiento aumenta directamente con esta variable, pero después de determinado tiempo la diferencia entre una temperatura y otra no lo afectan considerablemente⁴⁴. También se debe tener en cuenta que temperaturas muy altas significan un aumento en los costos energéticos del proceso, por lo que es necesario encontrar una temperatura que disminuya el tiempo de reacción con la menor influencia posible sobre el gasto energético del proceso.

Por estos motivos este factor también es variado en los referentes bibliográficos consultados. Se eligieron 3 valores distintos (50, 60 y 70°C) para evaluar su relación con el rendimiento.

2.3.2 Diseño de experimentos. Se planteó para conocer el efecto que tienen las distintas temperaturas y relaciones molares sobre el rendimiento de la reacción. El modelo que se empleó fue factorial, pues permite evaluar el efecto de todas las combinaciones posibles para dos o más factores con distintos valores (niveles). En este caso el diseño que se plantea es de tipo 3^k , donde k son los factores, en este caso $k=2$, y la base 3 corresponde a los tres niveles de cada uno de ellos. La tabla 7 expone las variables asignadas a cada nivel y factor.

⁴³ BENAVIDES, Alirio; BENJUMEA, Pedro; PASHOVA, Veselina. El biodiesel de aceite de higuera como combustible alternativo para motores diesel. En *Dyna*. [en línea]. Medellín: Universidad Nacional de Colombia, 29 de marzo de 2007. vol. 74, nro. 153. p. 141-150. [Consultado: 29 de mayo de 2019]. Disponible en <https://revistas.unal.edu.co/index.php/dyna/article/view/951/11642> ISSN 0012-7353.

⁴⁴ MEHER, Lekha, et al. Technical aspects of biodiesel production by transesterification: A review. En *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. [en línea]. Nueva Delhi: Centro rural de desarrollo y tecnología, junio de 2006. vol. 10, nro. 3. p. 248-268. [Consultado: 24 de mayo de 2019]. Disponible en <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032104001236#!>

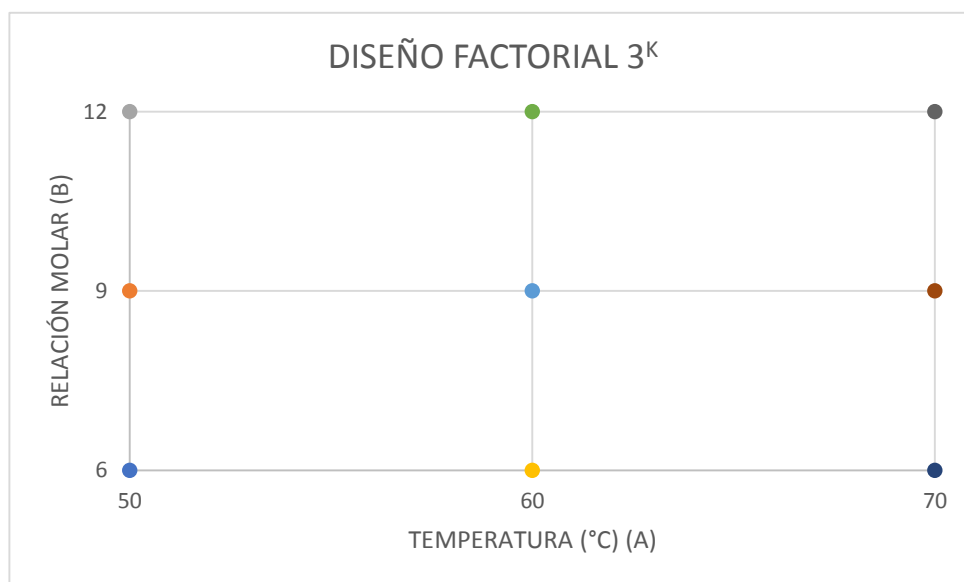
Tabla 6. Diseño factorial.

| Factores | Cantidad de niveles | Niveles | Unidades |
|------------------------------------------|---------------------|--------------|----------|
| Temperatura (A) | 3 | 50,60,70 | °C |
| Relación molar alcohol/aceite (B) | 3 | 6:1,9:1,12:1 | Mol/Mol |

Fuente: elaboración propia.

En este tipo de diseños cada combinación de niveles corresponde a un tratamiento. Así, el diseño tiene 9 (3^2) tratamientos. La gráfica 2 muestra todas las posibles combinaciones de niveles y los 9 tratamientos.

Gráfica 3. Tratamientos del diseño.



Fuente: elaboración propia.

Cada punto en la gráfica corresponde a un tratamiento distinto, relacionando una temperatura y una relación molar distintas.

Adicional a los factores y niveles se deben establecer los parámetros fijos, es decir, que se mantendrán constantes durante la experimentación. Estos son los 4 mencionados anteriormente (tipo de catalizador y cantidad, agitación, tiempo de reacción y tipo de alcohol) más la presión, que se decidió trabajar con la atmosférica.

2.3.2.1 Variable de respuesta. También llamada variable de interés es la que se mide y es dependiente de los factores estudiados. Para este proyecto se seleccionó el rendimiento como variable de respuesta. Este se expresa como la cantidad de biodiesel obtenido (después del secado) con relación a la cantidad de ARP empleado.

2.3.2.2 Especificaciones de la experimentación. Mantener las condiciones de la experimentación constantes permite obtener resultados confiables. La tabla 8 resume los factores que se mantuvieron constantes y los valores correspondientes.

Tabla 7. Condiciones de experimentación.

| Factor | Valor |
|-------------------------------|--------------------|
| Cantidad de ARP | 50 mL |
| Catalizador y cantidad | KOH. 1% p/p |
| Agitación | 600 RPM |
| Tiempo de reacción | 20 min |
| Tipo de alcohol | Metanol 99.5% |
| Presión atmosférica | 560 mm Hg (Bogotá) |
| Tiempo de decantación | 2 horas |
| Tiempo de secado | 8 horas |
| Temperatura de secado | 80°C |

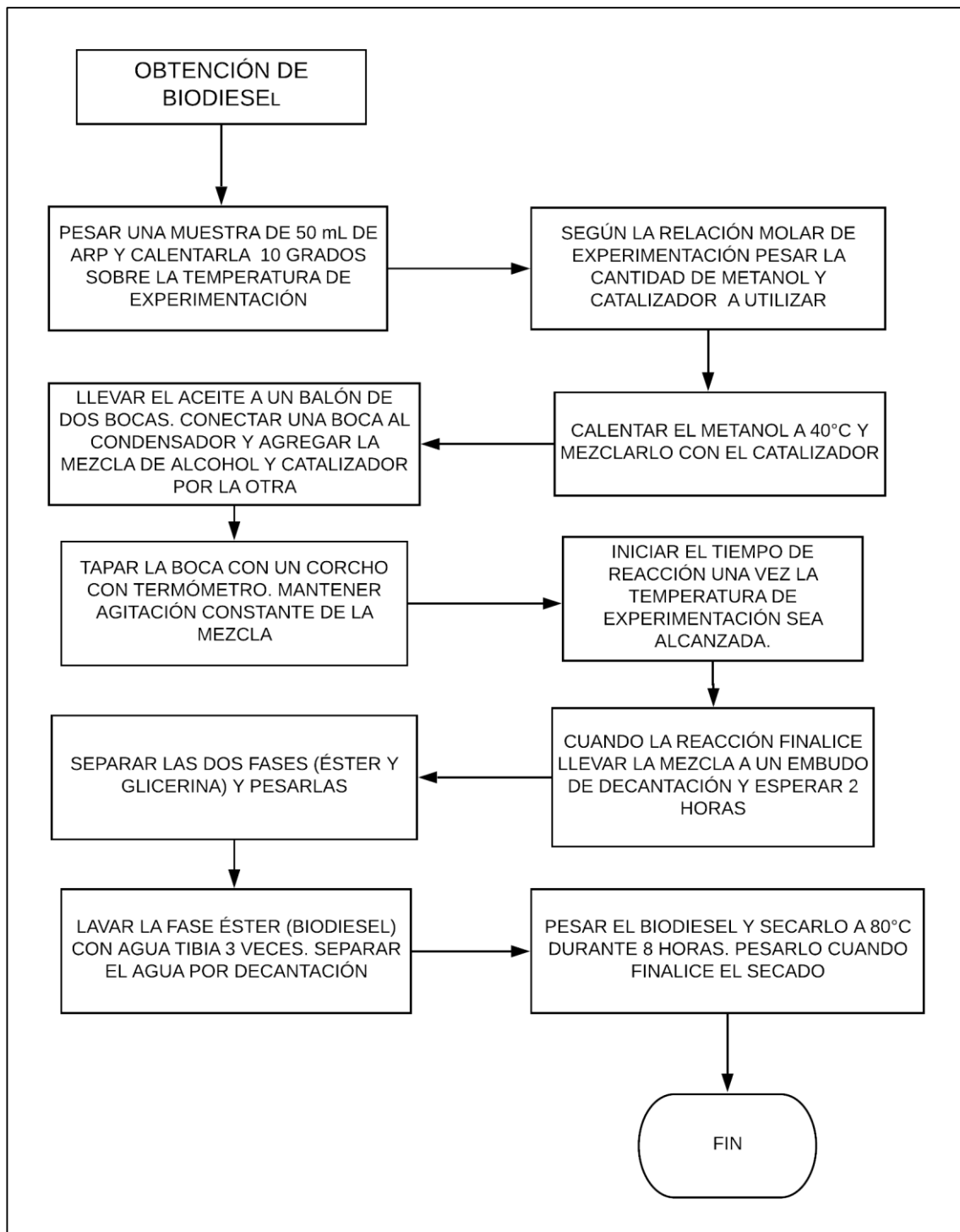
Fuente: elaboración propia.

La cantidad de metanol varió según la relación molar que se empleó y de igual manera la cantidad de catalizador varió, pero representado siempre el 1% de la mezcla de aceite y alcohol. Se tenían entonces 9 tratamientos y se realizó cada uno por duplicado, para así poder tener resultados más confiables.

2.3.2.3 Reacción. Una vez fueron establecidas las condiciones a las cuales se iba a llevar a cabo la reacción para la obtención de biodiesel, y fueron definidos los distintos tratamientos, se inició la experimentación. En la figura 13 se puede apreciar el procedimiento experimental seguido⁴⁵ y las ilustraciones 13, 14 y 15 se observa parte del desarrollo experimental.

⁴⁵ IASTIAQUE, Op. cit., p. 5.

Figura 12. Procedimiento para la obtención de biodiesel



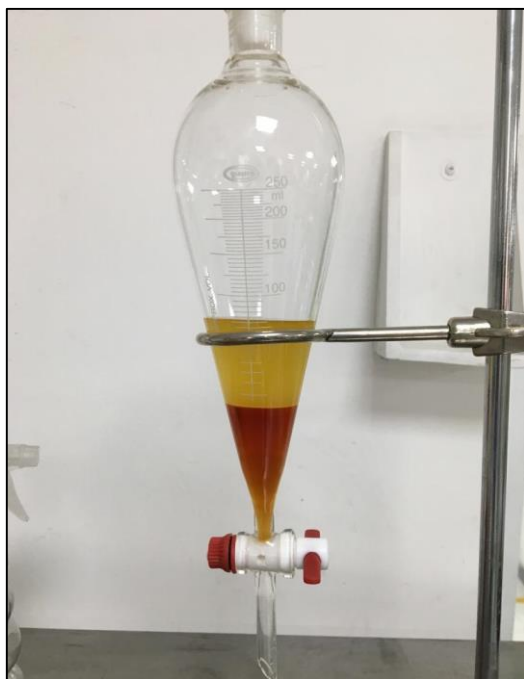
Fuente: elaboración propia.

Ilustración 22. Montaje de la reacción.



Fuente: elaboración propia.

Ilustración 26. Fases éster y glicerina.



Fuente: elaboración propia.

Ilustración 30. ARP, biodiesel y glicerina.



Fuente: elaboración propia.

La ilustración 13 muestra el montaje que se utilizó, comprendido por un balón de dos bocas, un condensador y un termómetro. En la ilustración 14 se aprecian las dos fases resultantes de la reacción, la más pesada corresponde a la glicerina (de color rojo) y la más ligera al biodiesel (amarillo claro). Finalmente, en la ilustración 15 se aprecian las tres sustancias principales del proyecto: el aceite refinado, la glicerina y el biodiesel.

Los 9 tratamientos fueron realizados con aceite proveniente del mismo lote de refinación, para obtener resultados más confiables. La tabla 9 expone los resultados obtenidos por tratamiento y, recordando que cada uno se realizó por duplicado, se obtuvieron 18 resultados en total.

Tabla 8. Rendimientos de cada tratamiento.

| Tratamiento | Temperatura | Relación Molar | Aceite (g) | biodiesel seco (g) | Rendimiento (%) |
|-------------|-------------|----------------|------------|--------------------|-----------------|
| 1 | 50°C | 6:1 | 45.8 | 41.738 | 91.13% |
| | | | 45.4 | 37.184 | 81.90% |
| 2 | 50°C | 9:1 | 46.1 | 38.269 | 83.01% |
| | | | 45.3 | 40.284 | 88.93% |
| 3 | 50°C | 12:1 | 46.2 | 23.364 | 50.57% |
| | | | 45.7 | 25.497 | 55.79% |
| 4 | 60°C | 6:1 | 45.5 | 44.080 | 96.88% |
| | | | 46.2 | 45.044 | 97.50% |
| 5 | 60°C | 9:1 | 45.6 | 37.820 | 82,94% |
| | | | 45.9 | 38.167 | 83.15% |
| 6 | 60°C | 12:1 | 45.5 | 29.428 | 64.68% |
| | | | 45.3 | 30.740 | 67.86% |
| 7 | 70°C | 6:1 | 45.5 | 37.400 | 82.20% |
| | | | 46.2 | 39.049 | 84.52% |
| 8 | 70°C | 9:1 | 45.5 | 32.966 | 72.45% |
| | | | 46.3 | 27.557 | 59.52% |
| 9 | 70°C | 12:1 | 45.8 | 31.628 | 69.06% |
| | | | 45.6 | 25.904 | 56.81% |

Fuente: elaboración propia.

El rendimiento (variable de salida) fue mayor al 50% en todos los tratamientos y en general arrojó valores altos, lo que da una buena idea sobre la viabilidad técnica del proceso. Para establecer cuál de los tratamientos fue el mejor en términos de rendimiento se solucionó el diseño de experimentos con ayuda del software SAS (Statistical Analysis System).

SAS fue desarrollado por el instituto que lleva el mismo nombre en la universidad de Carolina del Norte en el año 1966. Sus campos de aplicación principales son el desarrollo de análisis multivariados avanzados, la inteligencia administrativa, la investigación criminal, el manejo de datos y los análisis predictivos⁴⁶. Usa un lenguaje de programación compatible en Microsoft Windows y Linux. Se decidió usar este programa ya que la representación gráfica de los resultados es precisa y clara. Además, arroja los resultados de manera rápida.

2.3.2.4 Resultados. Para solucionar el diseño de experimentos primero se debe plantear un modelo. En este caso, se planteó que el rendimiento (y) depende de tres factores: la temperatura (i), la relación molar (j) y la interacción entre los dos anteriores (k).

La ecuación 1 presenta dicho modelo:

⁴⁶ SAS. [Consultado: 3 de agosto de 2019]. Disponible en https://www.sas.com/en_us/company-information.html#history

Ecuación 1. Modelo estadístico para el diseño de experimentos

$$y_{ijk} = i + j + k$$

Fuente. Elaboración propia

Primero se debe confirmar que i, j y k tienen efecto sobre el rendimiento, es decir, que son significativos en el modelo. Después de comprobarlo se procede a buscar que tratamiento ofrece los mejores resultados.

Entonces se ingresaron los datos del diseño, es decir los factores, niveles y la variable de salida para cada tratamiento. En la figura 14 se observa la información de entrada.

Figura 18. Información de entrada a SAS.



The screenshot shows the SAS GLM procedure input information. It includes a table for class level information and two summary rows for observations.

| Información de nivel de clase | | |
|-------------------------------|---------|-------------|
| Clase | Niveles | Valores |
| TEMP | 3 | T1 T2 T3 |
| REL_MOL | 3 | RM1 RM2 RM3 |

| | |
|--------------------------------|----|
| Número de observaciones leídas | 18 |
| Número de observaciones usadas | 18 |

Fuente: elaboración propia con base en datos obtenidos de SAS

Las clases son los factores ya mencionados (temperatura y relación molar). Los niveles de la temperatura fueron denominados como T1, T2 y T3, correspondiendo a 50, 60 y 70°C respectivamente. Las relaciones molares 6:1, 9:1 y 12:1 fueron denominadas como RM1, RM2 y RM3 respectivamente. Fueron ingresadas 18 observaciones y las 18 fueron leídas.

El primer resultado que el software arroja es una tabla de análisis de varianza (ANOVA) para establecer la significancia (o no significancia) de i, j y k en el modelo. La figura 16 presenta esta tabla.

Figura 19. Tabla ANOVA.

| R-cuadrado | Coef Var | Raíz MSE | REND Media |
|------------|----------|----------|------------|
| 0.932088 | 6.794915 | 0.051675 | 0.760497 |

| Fuente | DF | Tipo I SS | Cuadrado de la media | F-Valor | Pr > F |
|--------------|----|------------|----------------------|---------|--------|
| TEMP | 2 | 0.03966227 | 0.01983113 | 7.43 | 0.0124 |
| REL_MOL | 2 | 0.24374539 | 0.12187269 | 45.64 | <.0001 |
| TEMP*REL_MOL | 4 | 0.04644313 | 0.01161078 | 4.35 | 0.0313 |

Fuente: elaboración propia con base en datos obtenidos de SAS

El primer valor importante presentado es el coeficiente de determinación (R-cuadrado). Este refleja que tan bien se ajusta el modelo a lo que se pretende explicar. Este valor varía entre 0 y 1, donde 0 indica que el modelo no se ajusta en absoluto y 1 que se ajusta perfectamente. El coeficiente de determinación para el modelo que se planteó fue de 0.932. Este valor indica que el modelo se ajusta bastante bien y que, por tanto, el rendimiento sí depende de la temperatura, la relación molar y la interacción entre ambos.

La última columna de la segunda tabla muestra el valor P. Este indica la evidencia que se tiene del efecto de una variable sobre una dependiente. Entre menor sea este valor, la variable medida tendrá mayor efecto sobre la dependiente. La tabla 10 muestra la clasificación más usada para el valor de P.

Tabla 9. Clasificación del valor P.

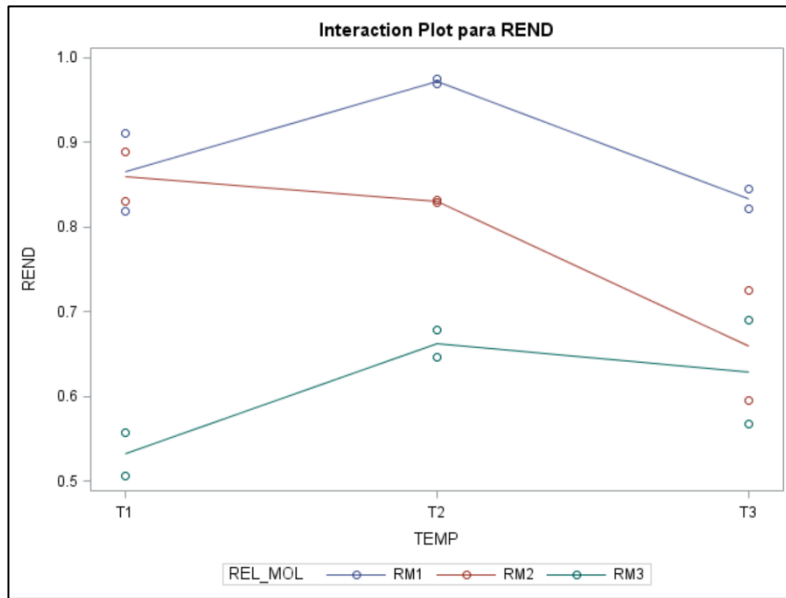
| Valor de P | Efecto sobre la variable dependiente |
|--------------------------|--------------------------------------|
| P>0.3 | Ninguno |
| 0.3>P>0.1 | No mucho |
| 0.1>P>0.05 | Débil |
| 0.05>P>0.01 | Apreciable |
| P<0.01 | Fuerte |

Fuente: elaboración propia con base en datos obtenidos de SAS

El valor P de la temperatura fue de 0.0124, es decir que esta tiene un efecto apreciable sobre el rendimiento. La relación molar arrojó un valor P menor a 0.0001, mostrando un efecto fuerte sobre el rendimiento. Finalmente, la interacción entre la temperatura y la relación molar dio un valor P de 0.0313, que muestra un efecto apreciable sobre el rendimiento. Así, de nuevo se confirma que el modelo planteado fue correcto.

Ahora, para determinar que tratamiento es mejor en términos de rendimiento, el software presenta la información de manera gráfica. La gráfica 3 muestra el rendimiento por tratamiento.

Gráfica 4. Rendimiento por tratamiento.

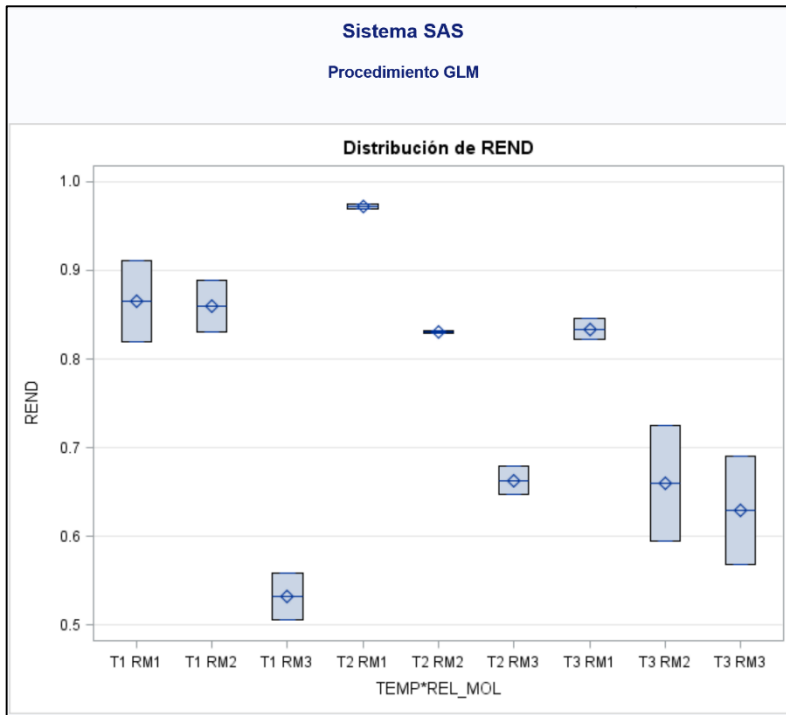


Fuente: elaboración propia con base en datos obtenidos de SAS

Cada línea de colores muestra una relación molar a las distintas temperaturas evaluadas. Así, se observa que el tratamiento 1 (50°C, 12:1) es el que dio menores rendimientos (poco mayores al 50%), mientras que el tratamiento 4 (60°C, 6:1) arrojó el rendimiento más alto (cercano al 100%). También se puede observar que en general la relación molar 12:1 (línea verde) es la que tiene rendimientos más bajos y que la relación molar 6:1 (línea azul) tiene los más altos.

Aparte de rendimientos altos, también es deseable que el rendimiento muestre un comportamiento homogéneo, es decir, que no haya mucha diferencia entre las réplicas. La gráfica 5 ilustra precisamente eso con un diagrama de cajas.

Gráfica 5. Diagrama de cajas



Fuente: elaboración propia con base en datos obtenidos de SAS

Se puede apreciar efecto de cada tratamiento sobre el rendimiento y adicionalmente se muestra que tan homogéneos fueron los resultados. Las cajas más cortas son los tratamientos que tuvieron un comportamiento más homogéneo, mientras que las cajas más largas son los tratamientos que se comportaron más heterogéneamente. De nuevo, el tratamiento 4 muestra ser adecuado, es el de mayor rendimiento y el segundo más homogéneo.

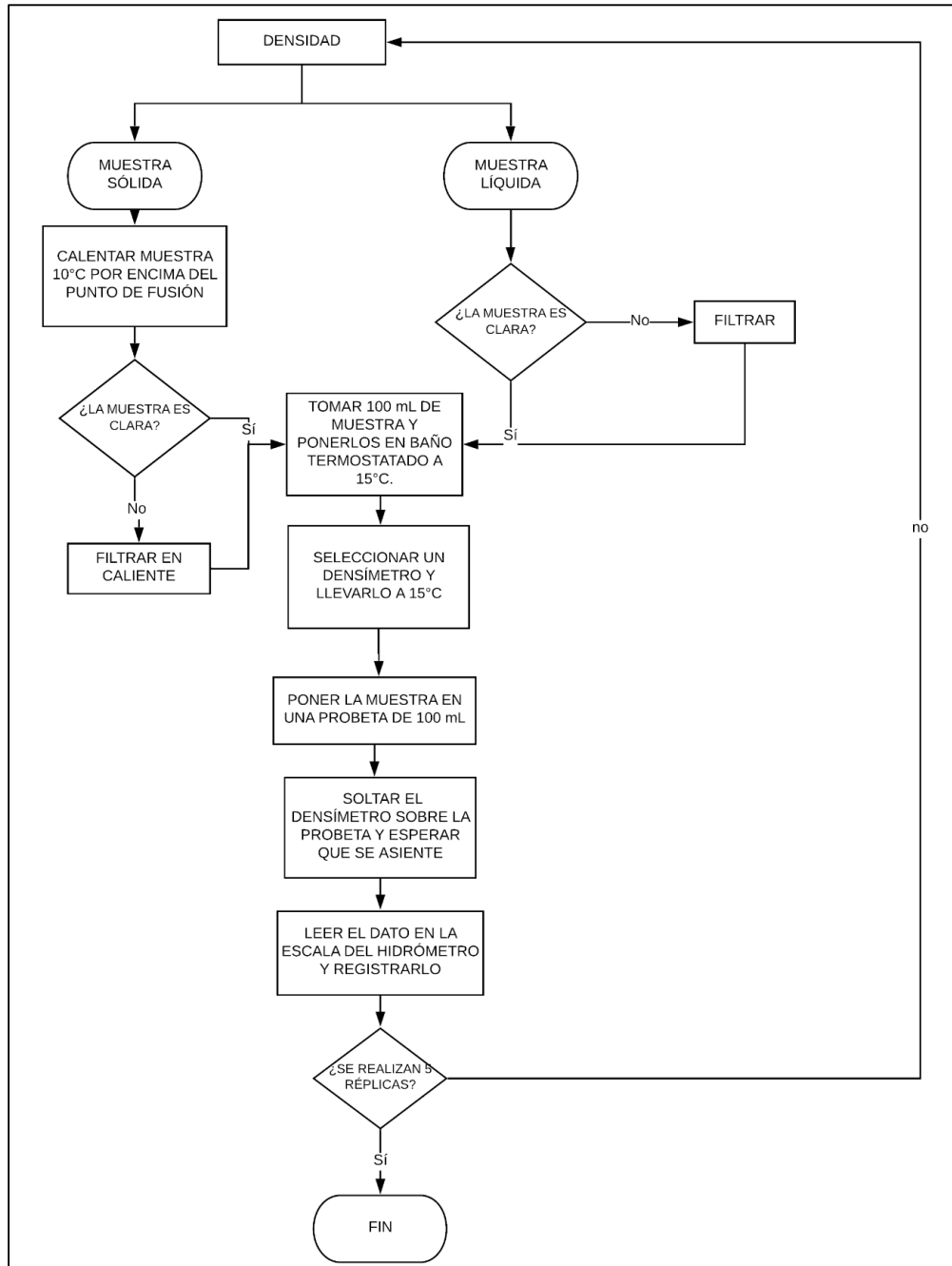
Finalmente, se concluyó que para el aceite trabajado las condiciones más favorables de temperatura y relación molar son 50°C y 6:1 respectivamente. No sólo por su alto rendimiento y comportamiento homogéneo, sino que adicionalmente es más económico en términos de insumos (requiere menor cantidad de metanol y catalizador) y en términos energéticos (maneja una temperatura moderada).

2.3.3 Caracterización del producto final. Finalizado el diseño de experimentos y conociendo las condiciones de temperatura y relación molar más favorables, se procedió a la producción de una muestra de biodiesel de 1L a estas condiciones, para así caracterizarlo y comparar los resultados con los criterios de calidad que exige la resolución 90963 de 2014.

2.3.3.1 Densidad. La prueba se realizó en los laboratorios del Tecnoparque del Sena siguiendo el protocolo de la ASTM D 4052, que dicta el método para la

densidad relativa y la gravedad API de líquidos, mediante un densímetro digital. La figura 16 muestra el procedimiento seguido.

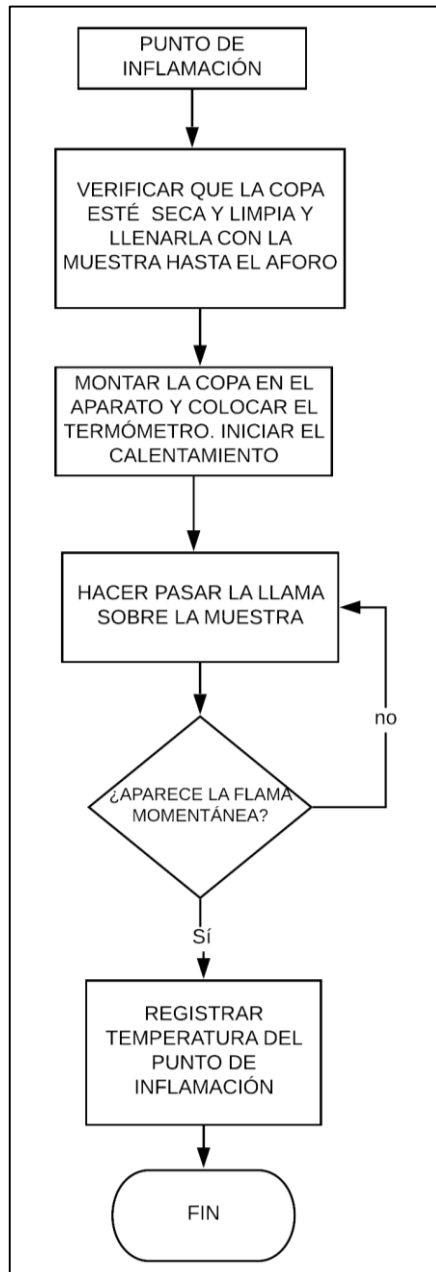
Figura 28. Densidad del biodiesel.



Fuente: elaboración propia.

2.3.3.2 Punto de inflamación. El ensayo fue realizado por la Universidad Nacional de Colombia, sede Bogotá, según el protocolo indicado en la ASTM D 93 que define el método para rangos de temperatura entre 40 y 360°C. Se usó un equipo para punto de inflamación de copa cerrada Pensky Martens PMA, marca Petrotest instruments GmbH & Co. número de serie 741101209. En la figura 17 se observa el procedimiento.

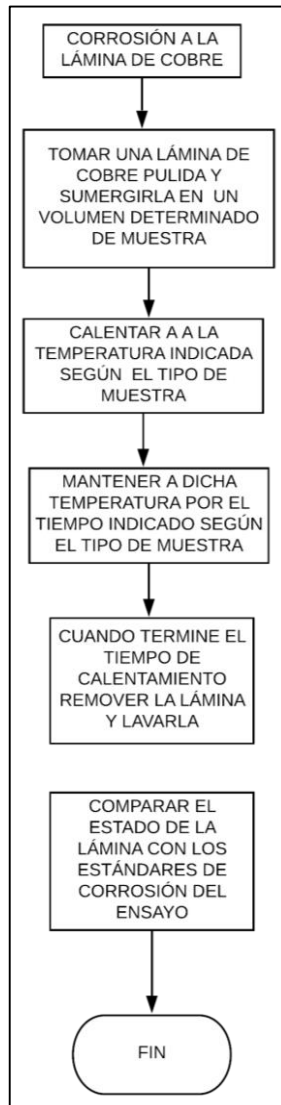
Figura 29. Punto de inflamación.



Fuente: elaboración propia.

2.3.3.3 Corrosión a la lámina de cobre. Fue determinado mediante la ASTM D 130 por la Universidad Nacional de Colombia. Esta prueba se relaciona con el contenido de azufre y las propiedades corrosivas de los materiales que contienen este elemento. Usualmente el biodiesel no tiene problema para cumplir con estas especificaciones⁴⁷. Para el tipo de muestra la temperatura fue de 5°C y el tiempo de 5 horas. La figura 18 ilustra la metodología.

Figura 37. Corrosión a la lámina de cobre.

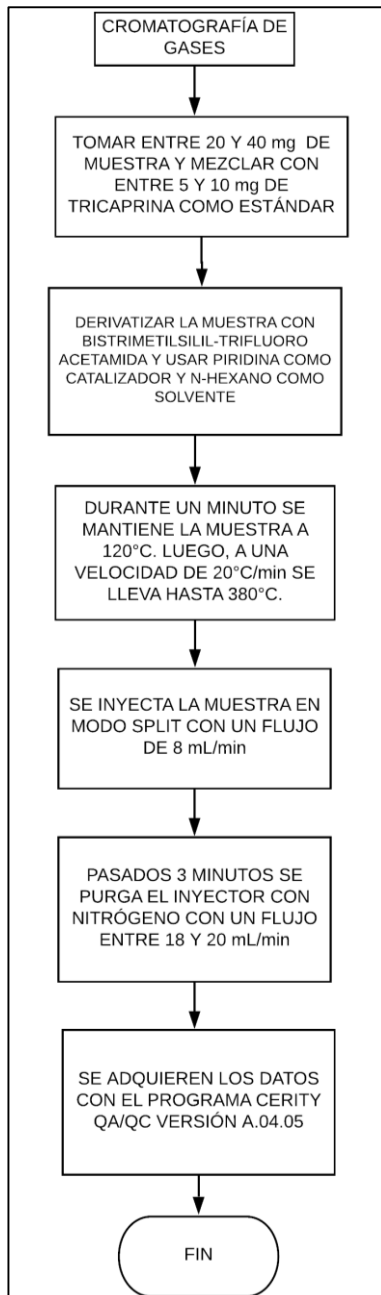


Fuente: elaboración propia.

⁴⁷ KNOTHE, Gerhard. Calidad del combustible biodiesel y la norma ASTM. En *Palmas*. Peoria: Centro Nacional de Investigación de agricultura, 2010. vol. 31, nro. Especial, tomo II.

2.3.3.4 Cromatografía de gases. La Universidad Nacional realizó el ensayo según el protocolo de la ASTM D 6584. Adicionalmente, en el anexo D se presenta el resultado gráfico. Se empleó un cromatógrafo de gases Agilent 6820, equipado con un detector de ionización de llama (FID), una columna capilar HT-5 SGE. La adquisición de datos se llevó a cabo con el programa Cerity QA/QC versión A.04.05. La figura 19 ilustra la metodología.

Figura 38. Cromatografía de gases.



Fuente: elaboración propia.

Las siguientes sustancias fueron usadas para la estandarización:

- Para metilésteres: Oleato de metilo y palmitato de metilo marca Fluka/Riedel de Häen. Grado cromatográfico.
- Para monoglicéridos: α -DL palmitina Sigma Aldrich M1640-1G. Grado cromatográfico.
- Para diglicéridos: Dipalmitina 16355 Accustandard. Grado cromatográfico.
- Para triglicéridos: Tripalmitina Sigma Aldrich M1940-1G. Grado cromatográfico.

2.3.3.5 Resultados. Cada resultado obtenido fue comparado con lo estipulado en la normativa, para así determinar la calidad del producto obtenido y de esta manera concluir con la evaluación técnica del proyecto. La tabla 11 resume dicha información.

Tabla 10. Resultados caracterización del biodiesel.

| Prueba | Unidades | Resultado | Valor de referencia | Cumplimiento |
|--------------------------------|--------------------|-----------|---------------------|--------------|
| Densidad (a 15°C) | Kg/m ³ | 0.887 | 860-900 | SÍ |
| Punto de inflamación | °C | 73.5 | 120 mínimo | NO |
| Corrosión a la lámina de cobre | | 1B | 1 | SÍ |
| Contenido de ésteres metílicos | % p/p | 95.98 | 96 mínimo | SÍ |
| Contenido de monoglicéridos | % p/p | 4.02 | 0.8 máximo | NO |
| Contenido de diglicéridos | % p/p | 0 | 0.2 máximo | SÍ |
| Contenido de triglicéridos | % p/p | 0 | 0.2 máximo | SÍ |
| Viscosidad (a 40°C) | mm ² /s | 5.10 | 1.9-6 | SÍ |

Fuente: elaboración propia.

Cabe mencionar que la resolución incluye otras pruebas de importancia para determinar la calidad del biodiesel, pero teniendo en cuenta que el proyecto evalúa la etapa de prefactibilidad, sólo fueron tomadas en cuenta las características principales del combustible.

La densidad fue determinada debido a que es un valor importante en el escalamiento, para poder manejar flujos máscicos y volumétricos. El contenido de

ésteres metílicos es de los parámetros más importantes, ya que indica directamente en qué porcentaje la muestra es biodiesel. Los contenidos de mono, di y triglicéridos indican hasta qué punto se avanzó en la reacción y por este motivo fue determinado. El punto de inflamación y la corrosión en lámina de cobre son parámetros especialmente importantes al tratarse de combustibles, el primero porque indica a qué temperatura hay combustión y según es el manejo del líquido cambia, y el segundo porque indica su efecto sobre motores reales. Finalmente, la viscosidad se calculó para verificar que efectivamente se redujo en comparación con el aceite, que es el motivo por el que se realiza la transesterificación.

La densidad, la viscosidad y el ensayo de corrosión a la lámina de cobre del biodiesel producido se encuentran dentro del rango permitido, lo que da una buena idea sobre la calidad del producto, el contenido de ésteres metílicos está ligeramente por debajo del normativo, pues se exige 96% mínimo y el biodiesel obtenido registró 95.98%, no obstante, se considera que cumple con el parámetro pues no es una diferencia significativa. No se registró la presencia de triglicéridos ni diglicéridos, cumpliendo así con la exigencia, sin embargo, la presencia de monoglicéridos fue superior a la permitida. Esto se puede explicar con la naturaleza de la reacción, ya que esta no sucede de manera inmediata sino por etapas. Los TG que componen las grasas y aceites reaccionan con el alcohol y se transforman en diglicéridos, estos reaccionan de nuevo con el alcohol y se transforman en monoglicéridos y finalmente estos reaccionan con el alcohol y se produce la glicerina. Por lo tanto, la presencia anormal de monoglicéridos sugiere que el tiempo de reacción no fue suficiente.

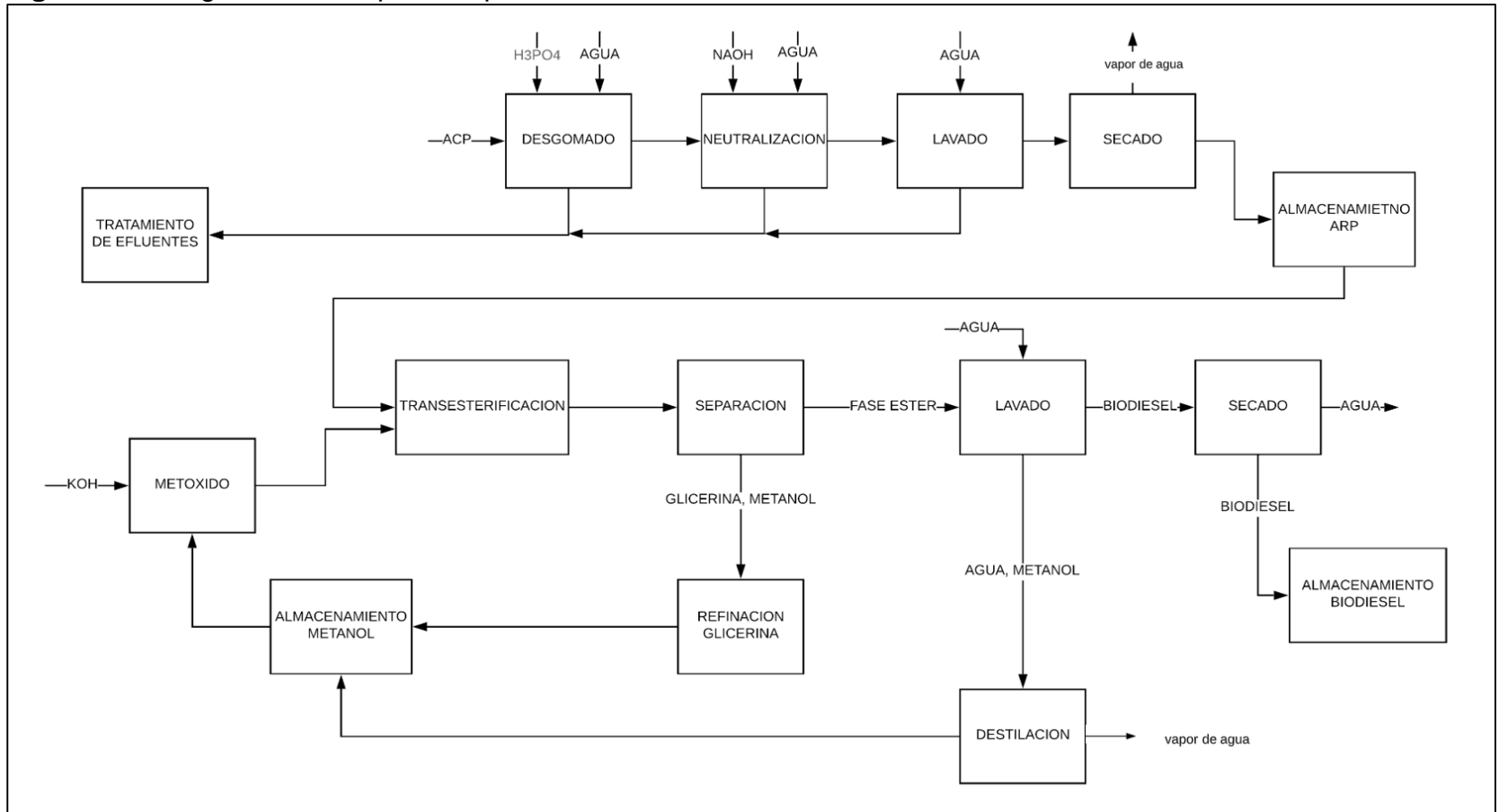
El punto de inflamación real (73.5) está alejado del permitido, que es de mínimo 120. Este valor tan bajo puede indicar que la separación del biodiesel y el metanol no fue del todo efectiva y por lo tanto es necesario revisar esta etapa para asegurar que este parámetro presente valores adecuados.

3. DISEÑO PRELIMINAR DE LA PLANTA

En este capítulo se establecerán las especificaciones técnicas de la producción del biodiesel. Partiendo de la revisión bibliográfica realizada y de los datos obtenidos durante la fase experimental del proyecto, se hará una propuesta para el diseño del proceso con el fin de determinar la viabilidad financiera del mismo. Para lograr dicho escalamiento se determinarán los equipos necesarios, su dimensionamiento, material, gasto energético y las condiciones de operación. Finalmente, se expondrán los respectivos diagramas del proceso donde se reúnen los resultados encontrados.

El proceso inicia con la recepción del aceite y su proceso de refinación química, cuyas etapas ya fueron descritas en el capítulo anterior. Posteriormente se hace reaccionar al ARP con el metóxido de potasio para obtener biodiesel y glicerina, a través de la ya descrita reacción de transesterificación. En la figura 20 se muestra el diagrama de bloques del proceso.

Figura 47. Diagrama de bloques del proceso.



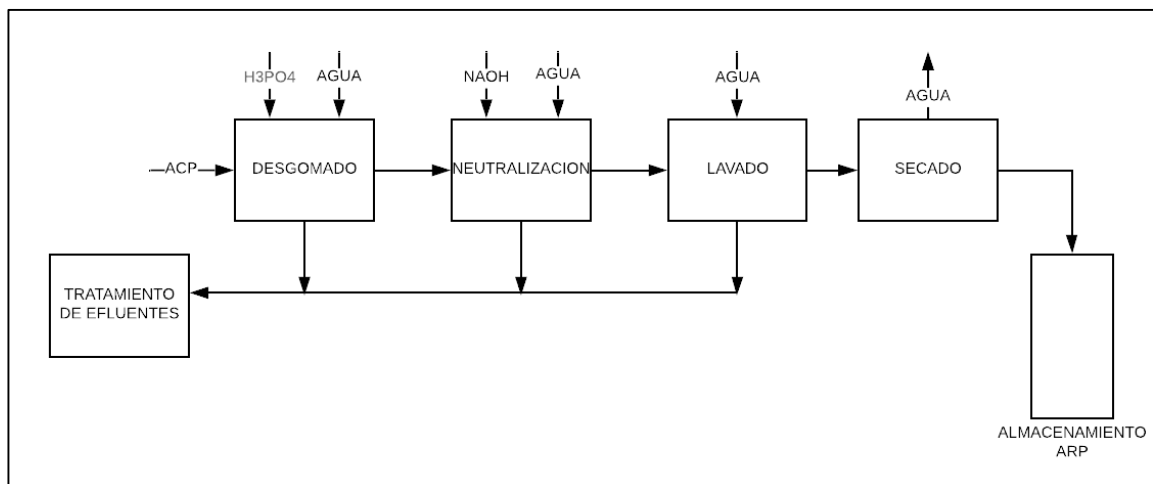
Fuente: elaboración propia.

Partiendo de los datos experimentales y de los balances de masa realizados, se establecieron las pérdidas de material y los rendimientos del proceso. Entonces, para la realización de este capítulo, se dividió el proceso en dos etapas: la refinación del aceite y la obtención del biodiesel junto con su purificación. Finalmente se determinarán los volúmenes y materiales de cada equipo.

3.1 REFINACIÓN DEL ACEITE

Es la primera etapa del proceso y consta de 4 etapas: desgomado, neutralización, lavado y secado. Como ya se mencionó (capítulo 2, sección 2.2.5), la filtración fue eliminada debido a los resultados de la experimentación. La figura 21 presenta el diagrama de proceso.

Figura 48. Diagrama de proceso de refinación.



Fuente: elaboración propia.

3.1.1 Flujo de alimentación. Teniendo en cuenta la disponibilidad de ACP que tiene la empresa, las pérdidas por subproductos manejadas en el proceso de refinación, que se presentaron en el capítulo 2, sección 2.2.5 y además analizando el aumento de la producción anual de aceite crudo de pescado, se definió un flujo de aceite crudo de pescado de 100kg/h. Con este valor se diseñará la planta de refinación de aceite.

El flujo mínimo de aceite refinado de pescado que se obtendrá será de 450 litros por día, operando un mínimo de 6 horas diarias mediante un proceso semi continuo, la disponibilidad de aceite que provee Todo Pez depende en mayor medida de la temporada del año, pues como los directivos de la empresa mencionaron, los primeros meses del año se comercializa mayor cantidad que al final de este. Por lo tanto, el flujo seleccionado garantiza obtener el mínimo de aceite refinado requerido para el proceso de transesterificación que se expondrá en la siguiente sección del

presente capítulo, y a su vez posee la versatilidad de obtener una mayor cantidad aumentando el tiempo de producción de ser necesario.

3.1.2 Composición y propiedades de la alimentación. Como se ha comentado en capítulos anteriores, la base de esta investigación es el aprovechamiento del aceite de pescado, por lo que será el único tipo de aceite que se manejará en esta planta. La composición promedio del aceite se aprecia en la tabla 12. Cabe resaltar que dicha composición no solo varía entre distintos tipos de aceite sino también entre los de la misma clase.

Tabla 11. Perfil lipídico del aceite de pescado.

| ÁCIDOS GRASOS | PORCENTAJE |
|-----------------------------------|------------|
| (C14:0) Mirístico | 10.22±0.00 |
| (C16:0) Palmítico | 22.8±0.01 |
| (C16:1) Palmitotéico | 10.54±0.00 |
| (C18:0) Esteárico | 4.40±0.00 |
| (C18:1 cis) Oleico | 9.62±0.00 |
| (C18:2 cis) Linoleico | 1.51±0.01 |
| (C18:3 cis) Linolénico | 0.99±0.03 |
| (C20:5n3) Eicosapentaenoico | 20.28±0.00 |
| (C22:6n3) Docosahexaenoico | 19.64±0.00 |
| Omega-3 | 40.91±0.03 |
| Omega-6 | 1.51±0.01 |
| Ácido graso saturado (SFA) | 37.42 |
| Ácido graso monoinsaturado (MUFA) | 20.16 |
| Ácido graso poliinsaturado (PUFA) | 42.42 |
| PUFA/SFA | 1.67 |

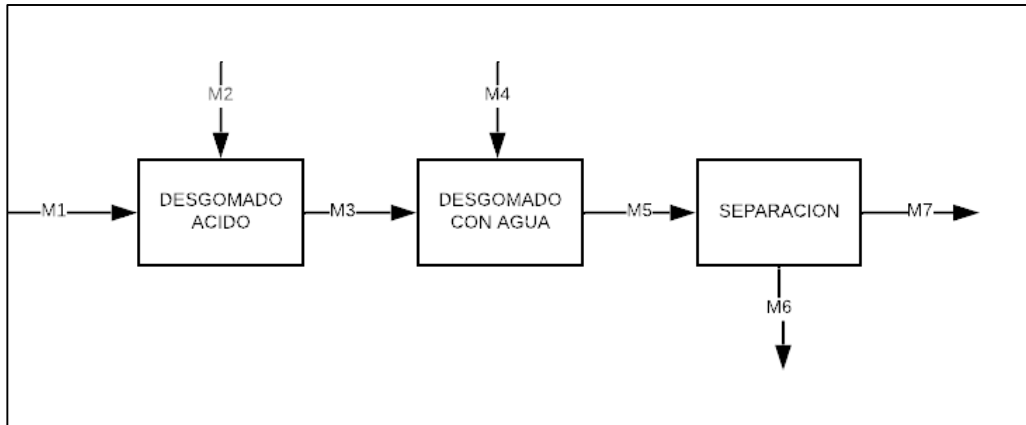
Fuente: PAUCAR-MENACHO, Luz María, *et al.* Estudio comparativo de las características físico-químicas del aceite de sacha inchi (*Plukenetia volubilis* L.), aceite de oliva (*Olea europea*) y aceite crudo de pescado. En: *Scientia Agropecuaria* [en línea]. Áncash: Universidad Nacional del Santa, octubre de 2015. vol 6, nro. 4. p. 12-29. [Consultado 4 de marzo de 2019]. Disponible http://www.scielo.org.pe/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2077-99172015000400005 ISSN 2077-9917.

3.1.3 Parámetros de diseño. A continuación, se presentarán las especificaciones a las que opera cada etapa y sus correspondientes balances de masa. Los cálculos se presentan en el anexo E.

3.1.3.1 Desgomado. La eficiencia de esta etapa está determinada por factores como concentración de ácido, temperatura y tiempo de retención, el diagrama de bloques específico y los flujos necesarios para el dimensionamiento de equipos se exponen en la figura 22, adicionalmente, las condiciones de operación de esta etapa

se exponen en el capítulo 2, sección de refinación de aceite. La figura 22 ilustra el balance global de masa correspondiente a esta etapa.

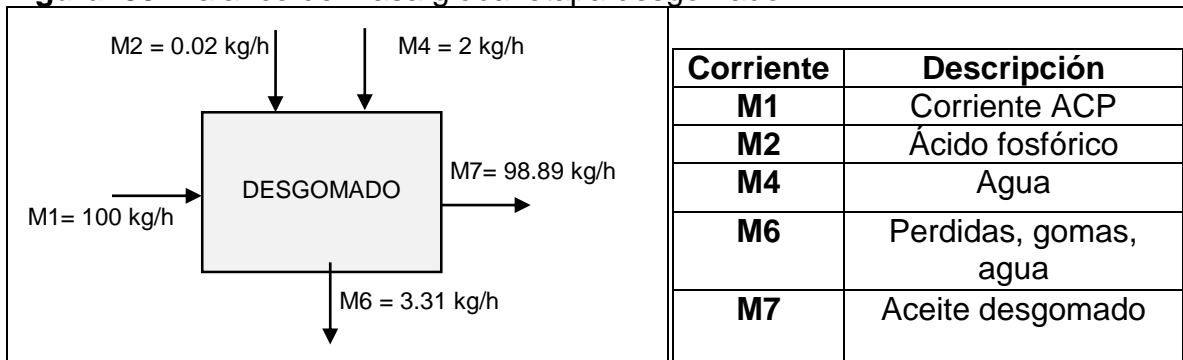
Figura 52. Diagrama de bloques desgomado.



Fuente: elaboración propia.

Se observa como el flujo de alimentación M1 se mezcla con la corriente M2 de ácido fosfórico en un tanque de mezclado, posteriormente, dicha mezcla (M3) pasa a un tanque de agitación en el que por medio del flujo M4 se añade agua. El flujo M5 se separa por medio de decantación y se obtiene un flujo de aceite desgomado destinado al siguiente proceso que es la neutralización.

Figura 53. Balance de masa global etapa desgomado.



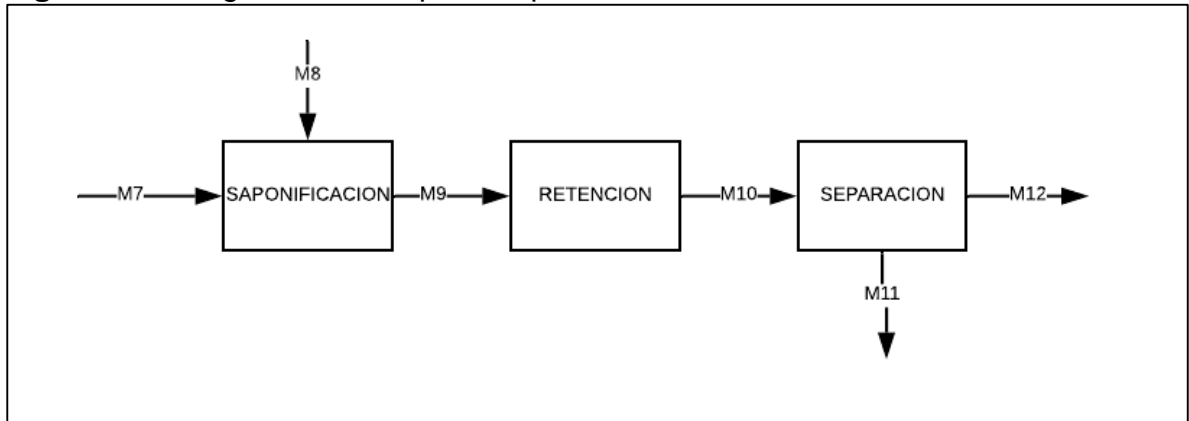
Fuente: elaboración propia.

3.1.3.2 Neutralización. Como se mencionó anteriormente, es la etapa de mayor porcentaje de pérdidas y a su vez, la más importante (necesariamente el aceite debe presentar baja acidez para la reacción). Las condiciones de operación, de igual forma están expuestas en el capítulo 2, sección de refinación de aceite.

En la figura 24 se aprecia como el aceite desgomado reacciona con la correspondiente cantidad de NaOH (M8) para formar jabones, esta mezcla es

llevada a un tanque de retención en el que el tamaño de los jabones aumentará y facilitará el proceso de separación. Los cálculos de balance de masa y pérdidas por saponificación se exponen en el anexo E.

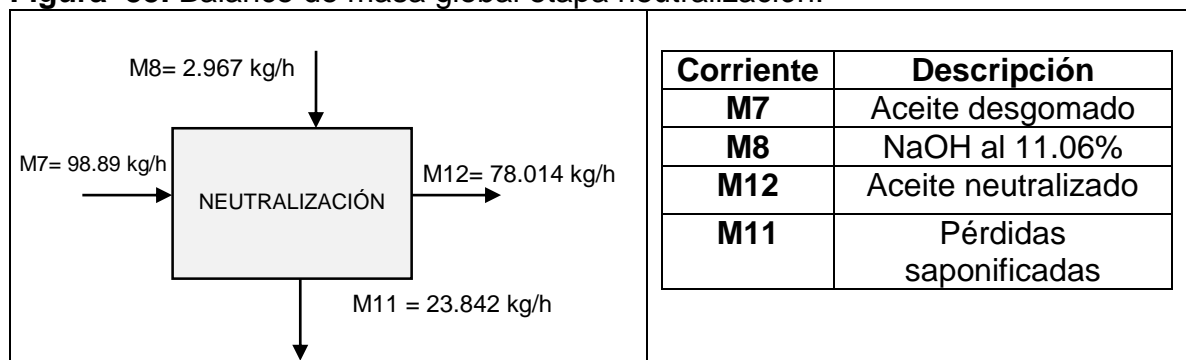
Figura 54. Diagrama de bloques etapa neutralización.



Fuente: elaboración propia.

En la figura 25, se expone el balance global de masa de esta etapa.

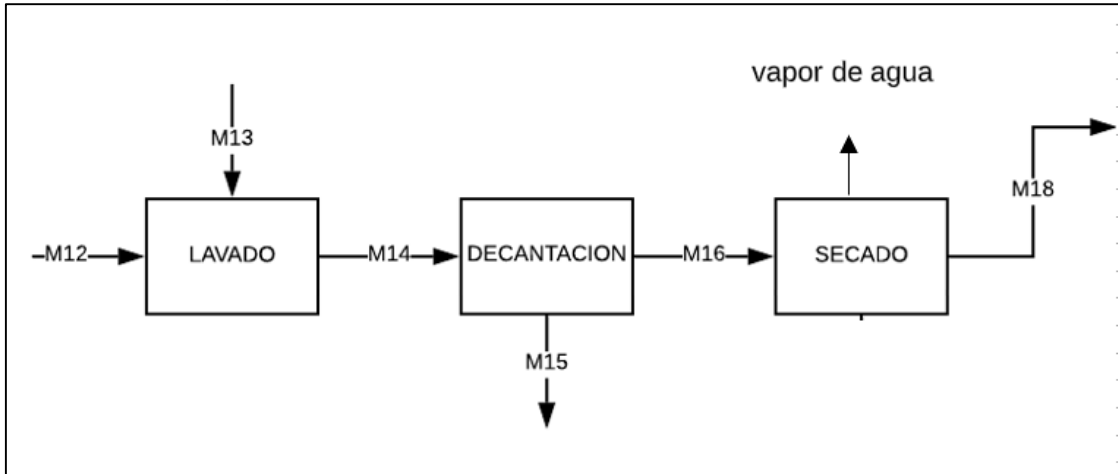
Figura 55. Balance de masa global etapa neutralización.



Fuente: elaboración propia.

3.1.3.3 Lavado y secado. El aceite neutralizado pasa a la etapa de lavado y secado, como se mencionó antes, esta etapa generalmente hace parte de la neutralización, pero por motivos de diseño se decide tomar como un proceso independiente. Respecto al secado, es de vital importancia garantizar que la humedad residual sea lo más cercana a cero, por los problemas expuestos en el capítulo 2, sección factores que afectan la reacción. La figura 26 muestra los flujos de la etapa y la figura 27 expone los balances de masa correspondientes.

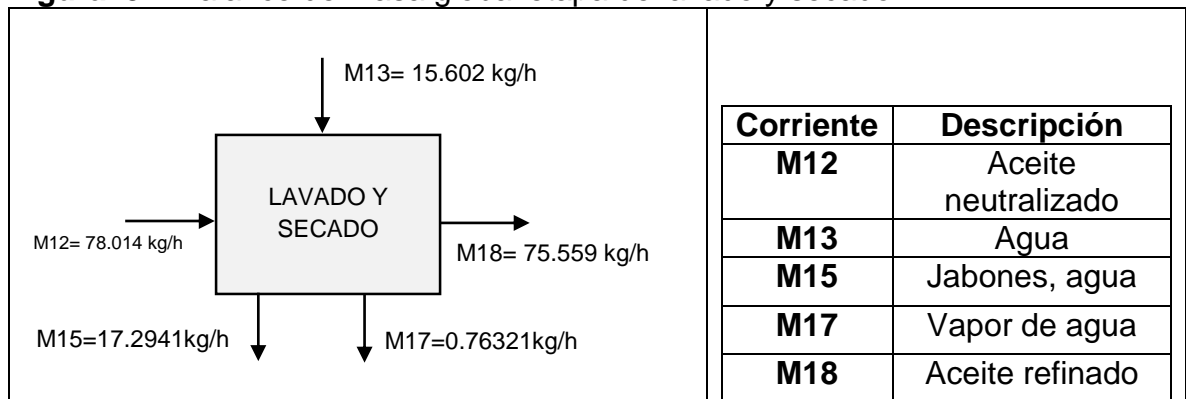
Figura 56. Diagrama de bloques etapa lavado y secado.



Fuente: elaboración propia.

El flujo M13 equivale al 20% v/v de agua en aceite, la corriente M15 corresponde al residuo de agua que arrastra dichos jabones. La corriente M17 representa la corriente de eliminación de agua residual en el aceite y por último, la corriente M18 representa el aceite refinado listo para la reacción.

Figura 57. Balance de masa global etapa de lavado y secado.

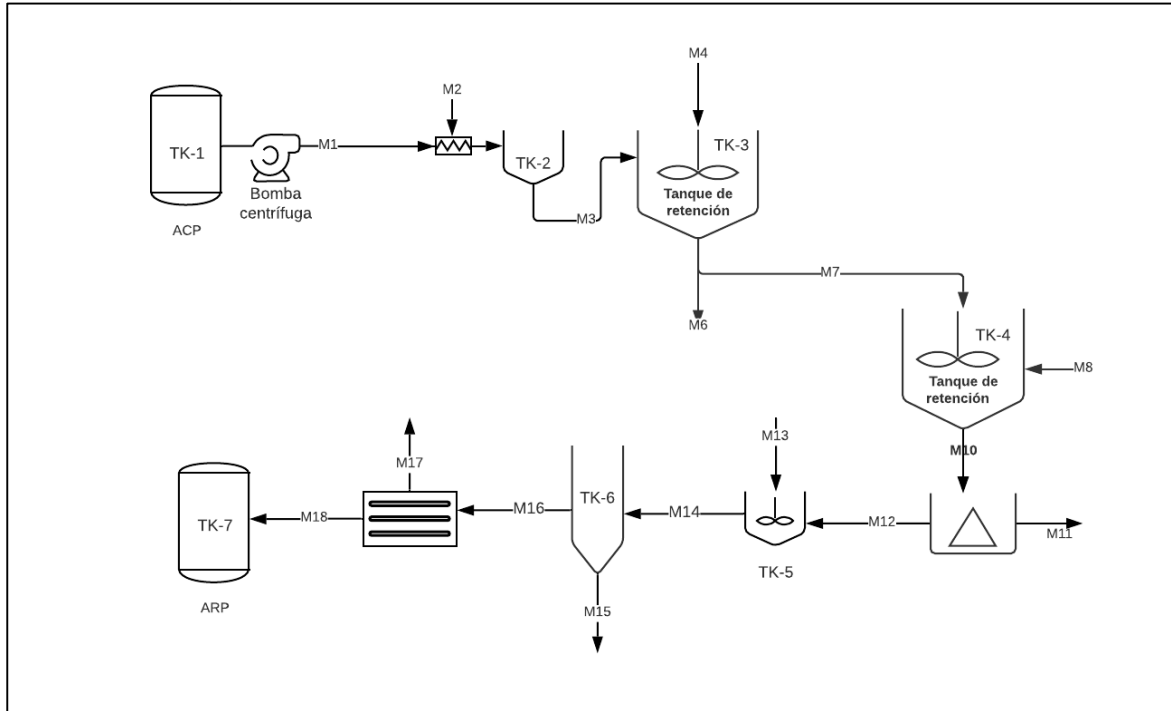


Fuente: elaboración propia.

Como se ilustra el balance de masa global, el flujo de aceite refinado es de 76.368 kg/h. Este flujo se llevará a un tanque de almacenamiento, como se mencionó en la introducción de este capítulo.

La propuesta de diseño se hizo partiendo de la totalidad de los balances anteriores, buscando la forma de integrar unidades y de esta forma conseguir un menor costo fijo y de operación. Finalmente, en la figura 28 se propone el siguiente diagrama de flujo de proceso (PFD) donde se expondrán los equipos a utilizar y la tabla 13 presenta la información de cada corriente involucrada

Figura 58. Diagrama PFD de la refinación.



Fuente: elaboración propia.

Tabla 12. Corrientes proceso de refinación.

| Corriente | Descripción | Temperatura (°C) | Masa total (Kg/h) |
|-----------|---------------------------------------------------------------|------------------|-------------------|
| M1 | Aceite Crudo | 20 | 100 |
| M2 | Ácido fosfórico 85% | 20 | 0.2 |
| M3 | Mezcla Aceite/H ₃ PO ₄ | 80 | 100.2 |
| M4 | Agua | 20 | 2 |
| M6 | Fosfolípidos/H ₃ PO ₄ /H ₂ O | 80 | 3.31 |
| M7 | Aceite desgomado | 60 | 98.89 |
| M8 | Solución NaOH 11,06% | 20 | 2.9667 |
| M10 | Mezcla Aceite/Jabones | 70 | 101.8565 |
| M11 | Pérdidas (Jabones) | 70 | 23.8423 |
| M12 | Aceite neutralizado | 70 | 78.014 |
| M13 | Agua | 20 | 15.602 |
| M14 | Mezcla Agua/Aceite | 70 | 93.616 |
| M15 | Jabones/ Agua | 60 | 17.2941 |
| M16 | Aceite lavado | 60 | 76.3219 |
| M17 | Vapor de agua | 105 | 0.7632 |
| M18 | Aceite refinado | 105 | 75.5587 |

Fuente: elaboración propia.

La presión de todas las corrientes es de 560mmHg, es decir, la presión atmosférica de Bogotá.

A continuación, se muestra el dimensionamiento de equipos. Para cada unidad de proceso se identificaron las materias primas a usar con su correspondiente cantidad. Se presenta una lista de los equipos a usar en cada una de las etapas, con su correspondiente criterio de selección.

Con respecto al material de construcción de los equipos, el acero inoxidable es el más utilizado. Según la bibliografía consultada en el presente capítulo, los dos más comunes son el acero inoxidable 304 y el 316. Para determinar cuál posee las propiedades óptimas⁴⁸, se desarrolló una matriz de selección, presentada en la tabla 14.

Tabla 13. Matriz de selección del tipo de acero.

| Criterio | Valor del criterio (%) | Acero inoxidable | |
|----------------------------|------------------------|------------------|----------|
| | | AISI 304 | AISI 316 |
| Precio | 40% | 4 | 2 |
| Resistencia a la corrosión | 30% | 3 | 4 |
| Resistencia térmica y pH | 15% | 3 | 3 |
| Rango de aplicación | 15% | 3 | 2 |
| Puntaje ponderado | 100% | 3,4 | 2,75 |

Fuente: elaboración propia.

Como se muestra en la tabla 14, el acero 304 tuvo un puntaje ponderado más alto, principalmente por tener un menor precio y un rango de aplicación más amplio. Por estos motivos fue el material seleccionado para la construcción de todos los equipos.

3.1.4 Tanques de almacenamiento. Se diseñaron los tanques para el almacenamiento del aceite crudo y refinado. Al usar pocas cantidades de ácido fosfórico e hidróxido de sodio, no se diseñaron tanques, sino que se almacenarán en su empaque. Los tanques de almacenamiento pueden ser cilíndricos horizontales o cilíndricos verticales de fondo plano. La principal ventaja de los cilíndricos verticales consiste en que son fáciles de instalar en lugares con poca disponibilidad de área y que su geometría permite almacenar mayor volumen.

3.1.4.1 Tanque de ACP TK-1. La empresa Todo Pez recibe el aceite de pescado de dos plantas de proceso diferentes, por lo tanto, es necesario contar con un tanque de almacenamiento que garantice la homogenización de esta materia y hacer un correcto proceso de refinación. El volumen de este tanque será de 1000L, seleccionado por recomendación bibliográfica⁴⁹. Teniendo en cuenta una relación

⁴⁸ GRUPO CARVI, ACERO. [sitio web]. Valencia; [Consultado: 3 de octubre de 2019]. Disponible en: <https://www.grupocarvi.com/es/noticias>

⁴⁹ BLANCO, Op. cit., p. 42

altura-diámetro de 2, que es la más común en la bibliografía consultada, y tomando un factor de seguridad del 20%, se dimensionó el tanque de la siguiente manera:

Ecuación 2. Volumen tanque

$$V_{tanque} = V_{entrada} * Factor\ de\ seguridad$$

Fuente: CUBIDES, Johanna; MALLAMA, Richard. Diseño conceptual de una planta piloto para el proceso de refinación de aceite crudo para uso alimenticio. [en línea]. Trabajo de grado Ingeniería Química. Bogotá D.C. Fundación Universidad de América. Facultad de Ingenierías. 2017. 88p. [Consultado: 10 de agosto de 2019]. Disponible en: Lumieres-Repository institucional Universidad de América. <http://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6596/1/6121955-2017-2-IQ.pdf>

$$V_{tanque} = 1\ m^3 * 1.2$$

$$V_{tanque} = 1.2\ m^3$$

Al ser un tanque cilíndrico:

Ecuación 3. Volumen cilindro

$$V = \frac{\pi}{4} * D^2 * h$$

Y conociendo la relación altura-diámetro

$$\frac{h}{D} = 2$$

Las dimensiones del tanque son:

$$V = \frac{\pi}{4} * D^2 * 2D$$

$$V = \frac{\pi}{2} * D^3$$

$$D = 3 \sqrt[3]{\frac{2 * V}{\pi}}$$

$$D = 3 \sqrt[3]{\frac{2 * 1.2 \text{ m}^3}{\pi}}$$

$$D = 0.914 \text{ m}$$

$$h = 1.828 \text{ m}$$

3.1.4.2 Tanque de ARP TK-7. Con los datos experimentales se determinó que las pérdidas de aceite durante la refinación corresponden al 25%, por lo tanto, el volumen tanque de almacenamiento del ARP se estableció en 800L. Se trabajó con el mismo factor de seguridad y la misma relación altura-diámetro. El cálculo de las dimensiones siguió la misma metodología del tanque de ACP y se presentan en el anexo F. En la tabla 15 se presentan las dimensiones de los tanques. El proveedor se encarga de la adición de una válvula de descarga para cada tanque.

Tabla 14. Tanques de almacenamiento refinación.

| Tanque | Volumen (m3) | Altura (m) | Diámetro (m) |
|--------|--------------|------------|--------------|
| ACP | 1.2 | 1.83 | 0.92 |
| ARP | 0.96 | 1.70 | 0.85 |

Fuente: elaboración propia.

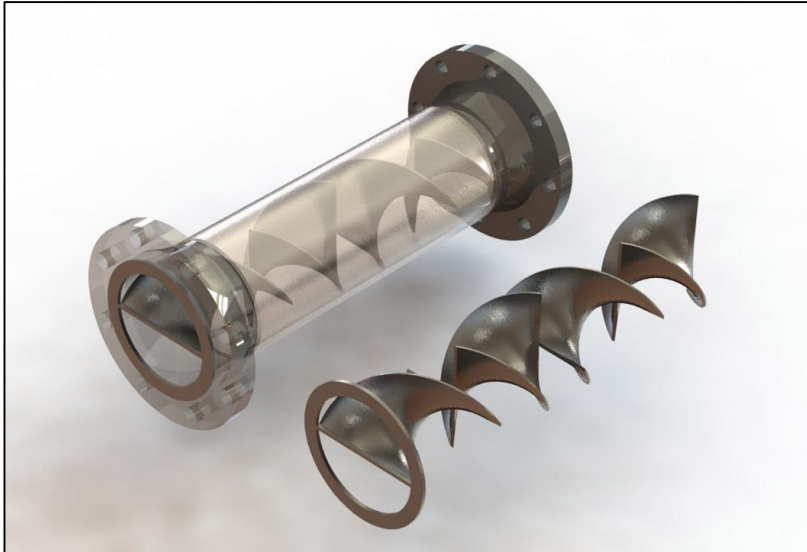
El tamaño del tanque de aceite crudo de pescado se dimensionó teniendo en cuenta que se usará diariamente con volúmenes comprendidos entre 500 y 800 litros. Se manejó un exceso de 400 litros teniendo en cuenta un factor de seguridad del 20% y la posibilidad de aumentar la producción integrando otras plantas de proceso de pescado en el Huila. El tanque de aceite refinado se dimensionó teniendo en cuenta el porcentaje de aceite que se transforma en subproductos en el proceso de refinación, por lo tanto, presenta un volumen menor.

3.1.5 Tanques de mezclado. Se propusieron 3 tanques de mezclado: el primero se usa al inicio de la operación de desgomado para mezclar ácido fosfórico con aceite. El segundo, donde se lleva a cabo la saponificación para la neutralización, donde se mezcla el aceite desgomado con NaOH. El último tanque de mezclado se usa para el lavado, donde se agrega agua al aceite neutralizado. Al igual que en los tanques de almacenamiento, se utilizará un tanque cilíndrico vertical de fondo plano, el sistema de agitación, junto con el aislamiento térmico será especificado por el proveedor.

3.1.5.1 Tanque mezclado desgomado TK-2. En este proceso se mezclará el ácido fosfórico junto con el aceite, y se ubica inmediatamente después del agitador

estático. Los mezcladores de este tipo funcionan mediante elementos helicoidales como se muestra en la ilustración 16. Estos dividen la corriente de alimentación y la recombinan garantizando una mezcla continua entre los fluidos.

Ilustración 34. Funcionamiento agitador estático.



Fuente: PRIMIX. Disponible en <https://www.primix.com/es/productos/mezcladores-estaticos-a-medida/principio-de-funcionamiento.html>

El volumen del equipo se determinó por medio de la ecuación 4 y sus dimensiones se hallaron siguiendo la metodología de los tanques de los resultados se exponen en la tabla 13.

Ecuación 4. tanque con tiempo de residencia

$$V = \tau * Q$$

Fuente: BLANCO, Pilar. Diseño de una planta piloto de refinación de aceites vegetales. Cádiz, 2007, 351p. Trabajo de grado (Ingeniería Química). Universidad de Cádiz. Facultad de ingeniería. p. 56.

Donde

V : volumen (m³)

τ : tiempo de residencia (h)

Q : caudal volumétrico (m³/h)

Se obtiene un volumen de 3L, teniendo en cuenta que la reacción se maneja como instantánea. El proveedor se encarga de adicionar una mirilla de nivel, un sistema de calentamiento con resistencias eléctricas y una válvula de descarga.

3.1.5.2 Tanque mezclado neutralización TK-4. En este tanque se llevará a cabo la saponificación del aceite para la eliminación de los ácidos grasos libres, la agitación será de 80 RPM y de igual manera, estará especificada por el proveedor. El volumen del tanque se calculó de la misma manera que el tanque anterior y el procedimiento se expone en el anexo F. sus dimensiones se presentan en la tabla 13. También requiere de una mirilla de nivel, calentamiento por resistencias, válvula de descarga y adicionalmente, una tapa.

3.1.5.3 Tanque mezclado lavado TK-5. En este tanque se mezclará agua y aceite para retirar los jabones que pudieron quedar del proceso de neutralización, el tiempo de retención será de 1 minuto, y su dimensionamiento se llevó a cabo siguiendo la misma metodología de los equipos anteriores, de igual manera, los cálculos se presentan en el anexo F y los resultados en la tabla 16. Contará con una mirilla de nivel, calentamiento con resistencias, tapa clamp y válvula de descarga.

Tabla 15. Dimensiones tanques de mezclado.

| Tanque mezcla | Volumen (m3) | Altura (m) | Diámetro (m) |
|---------------|--------------|------------|--------------|
| TK-2 | 0.003 | 0.25 | 0.13 |
| TK-4 | 0.034 | 0.56 | 0.28 |
| TK-5 | 0.003 | 0.25 | 0.13 |

Fuente: elaboración propia.

3.1.6 Tanques de decantación. La propuesta de diseño de estos tanques consta de un sistema de agitación más una disposición en fondo cónico para separar por decantación las fases de cada proceso. Para ello se calculará el volumen partiendo de un tiempo de retención total, es decir, sumando tiempo de agitación constante junto con tiempo de retención. El sistema de agitación y de aislamiento térmico está determinado por el proveedor.

Para los siguientes tanques en los que se usó la decantación como principio de separación, el tiempo de retención se redujo en consideración de lo obtenido experimentalmente, pues se obtuvieron los mismos resultados en la separación con tiempos menores a los consultados bibliográficamente, presentados en el capítulo 2, sección 2.2.5. Los tiempos usados para el escalamiento de los tanques TK-3 y TK.4 se presentan en el anexo F.

3.1.6.1 Tanque desgomado fondo cónico TK-3. En vista del bajo porcentaje de fosfolípidos, y de la posibilidad de eliminar cualquier residuo en la siguiente etapa (neutralización), se propuso un sistema de separación por medio de decantación, en la que el tanque de fondo cónico funciona como mezclador y separador, para el control de nivel se diseñó una mirilla en la parte inferior del depósito. Cuenta con agitación de 90RPM, mirilla de nivel y válvula de descarga. El diseño del tanque será dado por el proveedor, a partir del volumen calculado.

3.1.6.2 Tanque de lavado fondo cónico TK-6. Al tratarse de dos fluidos altamente inmiscibles, la decantación es una alternativa económica para separar el agua resultante de los lavados. Al igual que en el tanque anterior, se calcula el volumen del depósito de acuerdo con las corrientes de entrada y el tiempo de retención y según este, el proveedor se encargará del diseño de este. Contará con una mirilla de nivel.

Tabla 16. Dimensiones tanques de fondo cónico.

| Tanque | Volumen (m ³) |
|--------|---------------------------|
| TK-3 | 0.024 |
| TK-6 | 0.032 |

Fuente: elaboración propia.

Los cálculos del volumen de cada equipo se presentan en el anexo F

3.1.7 Secador. El proveedor ofrece un equipo que permite secar tanto el biodiesel como el aceite. Este cuenta con condensador (para recuperar el metanol presente en el biodiesel), un sistema de generación de vacío, calentamiento de hasta 95°C mediante resistencias eléctricas, un control de temperatura, aislamiento y una válvula de descarga.

3.1.8 Sistema de calentamiento. De acuerdo con lo expuesto en el capítulo anterior, las corrientes de aceite crudo, aceite desgomado y agua de lavado deben poseer determinada temperatura. Según los referentes bibliográficos, dicho calentamiento se puede manejar mediante calderas, intercambiadores de calor o resistencias eléctricas. Por simplicidad y economía, el calentamiento de las corrientes se hará por medio de estas últimas y su funcionamiento lo definirá la empresa encargada de proveer los equipos.

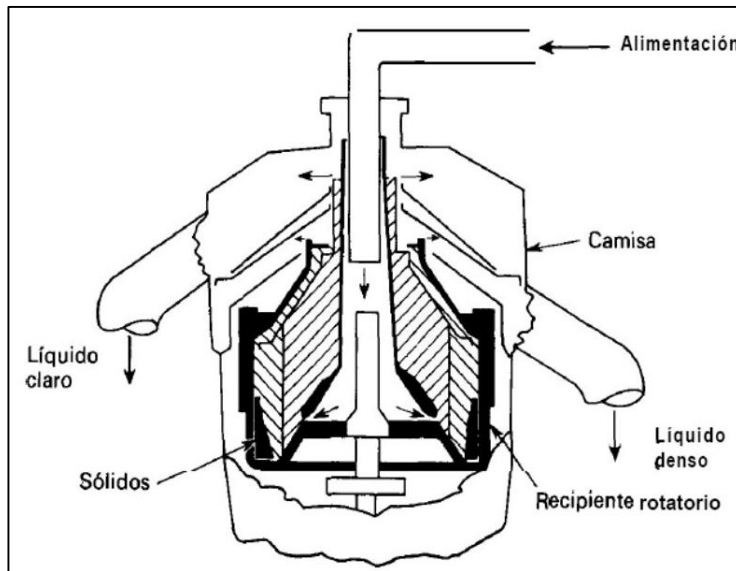
3.1.9 Centrífuga. En consideración del alto porcentaje de pérdidas en el proceso de neutralización, se decidió el uso de una centrífuga industrial para la eliminación de los jabones formados, pues, con esta operación se consigue una separación más rápida y eficaz que la obtenida por simple separación gravitacional (decantación o sedimentación). La industria ofrece seis tipos de centrifugas: tubulares, multitubulares, de descarga con cuchillas, de disco, screenbowl y de decantación. Para esta etapa se empleará una centrífuga de disco, por ser altamente eficiente en la separación de líquidos inmiscibles y ser la empleada en los principales referentes bibliográficos^{50 51}.

⁵⁰ BLANCO, Op. cit., p. 76

⁵¹ CUBIDES, Johanna; MALLAMA, Richard. Diseño conceptual de una planta piloto para el proceso de refinación de aceite crudo para uso alimenticio. [en línea]. Trabajo de grado Ingeniería Química. Bogotá D.C. Fundación Universidad de América. Facultad de Ingenierías. 2017. 88p. [Consultado: 10 de agosto de 2019]. Disponible en: Lumieres-Repositorio institucional Universidad de América. <http://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6596/1/6121955-2017-2-IQ.pdf>

Esta centrífuga consiste en un recipiente de fondo plano y una cabeza cónica que gira sobre un eje vertical. La alimentación entra por la parte superior y fluye a través de una torre de distribución. En la figura 29 se expone el funcionamiento de dicha centrífuga.

Figura 63. Funcionamiento centrífuga de discos.



Fuente: TEJADA, Armando; MONTESINOS, Rosa María; GUZMAN, Roberto. Centrifugación. En: Bioseparaciones. 2 ed. México: Pearson Educación, 2011. p.130.

3.1.10 Bombas centrífugas. Teniendo en cuenta la viscosidad del aceite, es necesario contar con un sistema de bombeo que garantice el flujo de este mismo por el proceso, de acuerdo a la disposición de la planta el proceso de desgomado, neutralización y lavado se lleva a cabo utilizando la fuerza de gravedad, pero para el inicio desde el tanque de almacenamiento es necesario contar con una bomba centrífuga.

De acuerdo a lo consultado industrialmente, la bomba centrífuga a usar es una electrobomba CQPL-10F16S marca Pearl, usada en plantas piloto por el bajo caudal que pueden manejar, las características de este equipo son caño de aspiración de $\frac{3}{4}$ ", caño de elevación de $\frac{3}{4}$ ", una aspiración máxima a 5m y un rango de operación de entre 50 y 200 litros por hora. La potencia de la bomba corresponde a un HP. Las medidas de la bomba son: ancho 23cm, alto 20cm, largo 17cm y un peso de 3.834kg.

3.2 PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

Esta etapa trabajará por lotes condicionada a la etapa anterior, la refinación, ya que el producto de esta (ARP) corresponde a la alimentación de la etapa actual. Se decidió operar por lotes porque es una alternativa que ofrece flexibilidad para los

ajustes que se propongan (de equipos, proceso, producción) y porque es recomendable para plantas de poca capacidad.⁵²

3.2.1 Flujos. Como ya se mencionó, a partir de 100 kg/h de ACP se obtienen 75 kg/h de ARP, pero al ser estos los flujos máximos de producción, se decidió trabajar con un flujo de 35 kg/h de ARP, ya que esta etapa del proceso es el cuello de botella. Partiendo de esta cifra se calcularon los flujos de metanol y catalizador necesarios para la reacción. En la tabla 18 se pueden observar las cantidades de los flujos de entrada de esta etapa (con sus correspondientes cálculos en el anexo E).

Tabla 17. Flujos de entrada para la producción de biodiesel.

| Sustancia | Flujo (kg/h) | Densidad (kg/m ³) | Flujo (L/h) |
|-------------|--------------|-------------------------------|-------------|
| ARP | 35 | 924.2 | 37.87 |
| Metanol | 22.10 | 792 | 27.90 |
| Catalizador | 0.57 | 2120 | 0.27 |

Fuente: elaboración propia.

Conociendo el rendimiento de la reacción a las condiciones especificadas en el capítulo anterior, se estableció la cantidad de biodiesel seco y glicerina que se obtienen a partir de los flujos de entrada para esta etapa. Los cálculos se presentan en el anexo F y la tabla 19 muestra dichos valores.

Tabla 18. Flujos de salida de la producción de biodiesel.

| Sustancia | Flujo (kg/h) | Densidad (kg/m ³) | Flujo (L/h) |
|--------------------|--------------|-------------------------------|-------------|
| Biodiesel | 33.7 | 924.2 | 37.99 |
| Glicerina | 20.76 | 1261 | 16.46 |
| Metanol recuperado | 3.21 | 792 | 4.05 |

Fuente: elaboración propia.

Conociendo estos valores se establecieron la producción anual de biodiesel de la planta y las cantidades de reactivos necesarias. Para estos cálculos se consideró que la planta trabajará 340 días al año, teniendo los días restantes como vacaciones laborales y también para efectuar los procesos de mantenimiento necesarios. Adicionalmente se asumieron 12 horas diarias de trabajo, pues las cargas a los tanques se realizarán de manera manual. La tabla 20 muestra los resultados y en el anexo E los cálculos realizados.

⁵² BULLA, Edwin. Diseño del proceso de producción de biodiesel a partir de aceites de fritura. [en línea]. Trabajo de grado Magister en Ingeniería Mecánica. Bogotá D.C. Universidad Nacional de Colombia. Facultad de ingeniería. Departamento de Mecánica y Mecatrónica, 2014. 214 p. [Consultado: 16 de agosto de 2019]. Disponible en: [bdigital-Repositorio institucional UNAL. http://bdigital.unal.edu.co/45935/1/02300238.2014.pdf](http://bdigital.unal.edu.co/45935/1/02300238.2014.pdf)

Tabla 19. Consumo y producción anuales.

| Sustancia | Flujo (kg/año) | Flujo (L/año) |
|-------------|----------------|---------------|
| ARP | 142800 | 154512 |
| Metanol | 90154 | 113831 |
| Catalizador | 2330 | 1099 |
| Biodiesel | 137496 | 155012 |
| Glicerina | 84702 | 67170 |

Fuente: elaboración propia

Para la producción de los 155012 L/año de biodiesel se estableció el tamaño del lote diario ($T_{L/día}$) de la siguiente manera:

$$T_{L/día} = 155012 \frac{L}{año} * \frac{1 año}{340 días} = 456 L/día$$

Eso quiere decir que la capacidad de producción será de 456 litros de biodiesel diarios. Para establecer el número de lotes que serán producidos diariamente se tiene en cuenta la experiencia del laboratorio, donde se estableció el tiempo de producción en aproximadamente 6 horas y las horas diarias que la planta va a operar:

$$N_L = \frac{12 h}{día} * \frac{1 lote}{6 h} = 2 lotes/día$$

Con estos datos se estableció el tamaño del lote:

$$T_L = \frac{T_{L/día}}{N_L} = \frac{456 L}{\frac{2 lotes}{día}} = 228 L/lote$$

$$T_L = \frac{228 L}{lote} * \frac{1 m^3}{1000L} = 0.228 m^3/lote$$

Entonces el tamaño de un lote por cada producción es de 0.228 m³/lote.

3.2.2 Tanques de almacenamiento. Su característica principal es el volumen, indica cuanto puede contener y cuanto espacio físico va a ocupar. Para su cálculo se considerarán las dimensiones mínimas requeridas y una relación altura-diámetro de 2, ya que por referencias bibliográficas es la más recomendada. El factor de seguridad que se decidió trabajar es del 20%.

3.2.2.1 Almacenamiento metanol TK-8. Para el cálculo del volumen de este tanque se considera el flujo de metanol requerido para reaccionar con los 35 kg/h de ARP. Se maneja el flujo volumétrico que es de 27.9 L

$$V_{\text{tanque}} = V_{\text{entrada}} * \text{Factor de Seguridad}$$

$$V_{\text{tanque}} = 27.9 L * (1.20)$$

$$V_{\text{tanque}} = 33.480 L$$

$$V_{\text{tanque}} = 0.033 m^3$$

Como el tanque será cilíndrico el volumen es igual a:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 h$$

Y conociendo la relación:

$$\frac{h}{D} = 2$$

Se determinaron las dimensiones del tanque:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 * (2D)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2(0.033 m^3)}{\pi}}$$

$$D = 0.277 m$$

$$h = 0.555 m$$

3.2.2.2 Almacenamiento catalizador. Al manejar volúmenes tan bajos se propuso almacenar el catalizador en el empaque del proveedor.

3.2.2.3 Almacenamiento glicerina TK-11. El procedimiento para dimensionar el tanque de almacenamiento de la glicerina fue igual que el de metanol. En el anexo F se presentan dichos cálculos.

3.2.2.4 Almacenamiento biodiesel TK-13. El procedimiento para dimensionar el tanque de almacenamiento del biodiesel seco fue igual que el de metanol. En el anexo F. se presentan dichos cálculos.

La tabla 21 resume las dimensiones de los tanques:

Tabla 20. Tanques de almacenamiento.

| Tanque | Volumen (m ³) | Altura (m) | Diámetro (m) |
|-----------|---------------------------|------------|--------------|
| Metanol | 0.034 | 0.55 | 0.28 |
| Biodiesel | 0.550 | 1.41 | 0.71 |
| Glicerina | 0.240 | 1.07 | 0.54 |

Fuente: elaboración propia.

El proveedor se encarga de la adición de una válvula de descarga para cada tanque. Las dimensiones de los tanques de metanol y glicerina corresponden a la producción diaria de estos productos, teniendo en cuenta que este será almacenado finalmente en galones de combustible de plástico con capacidad de 200 litros.

3.2.3 Unidad de mezclado. En esta unidad se preparará la mezcla del catalizador (KOH) con el metanol. Esta mezcla se realiza a 40°C aproximadamente y requiere de agitación constante. El dimensionamiento del tanque se realizó de la misma manera que los tanques de almacenamiento, manteniendo la forma cilíndrica y la relación altura-diámetro igual a 2. El factor de seguridad se fijó en el 75% por referencia bibliográfica.⁵³ El volumen de entrada al tanque corresponde a la suma del flujo volumétrico del metanol más el flujo volumétrico del catalizador, presentados en la tabla 15. El cálculo de las dimensiones del tanque se presenta en el anexo F. La tabla 22 presenta las dimensiones del tanque.

Tabla 21. Dimensiones unidad de mezclado.

| Tanque | |
|---------------------------|-------|
| Volumen (m ³) | 0.048 |
| Altura (cm) | 62.5 |
| Diámetro (cm) | 31.2 |

Fuente: elaboración propia.

La agitación se estableció en 700 RMP y también se propusieron resistencias inmersas para el calentamiento. Estos parámetros se definieron comercialmente, según lo disponible en el mercado (anexo H). Adicionalmente, contará con una válvula de descarga.

3.2.4 Reactor. Es el equipo principal de la etapa, ya que en este se lleva a cabo la transesterificación y se produce el biodiesel y la glicerina. Opera a presión

⁵³ VILLASEÑOR, Hugo. Diseño conceptual de planta piloto para producción de biodiesel a partir de grasas animales. [en línea]. Trabajo de grado Ingeniero Civil Químico. Valparaíso. Pontificia Universidad Católica de Valparaíso. Facultad de ingeniería. Escuela Ingeniería Química, 2010. 175 p. [Consultado: 2 de abril de 2019]. Disponible en: Repositorio institucional PUCV. http://opac.pucv.cl/pucv_txt/txt-3500/UCG3912_01.pdf

atmosférica, necesita una agitación de 600RPM y un control de temperatura, para que se mantenga a 60°C. El tiempo de reacción fue seleccionado de acuerdo con la literatura consultada⁵⁴ donde se reporta que no hay avances significativos en la reacción después de los 75 minutos.

El volumen del reactor depende del tipo. En este caso, al tratarse de un proceso por lotes, el reactor es de tipo batch. Es necesario conocer los parámetros cinéticos de la reacción para desarrollar el cálculo del volumen. Estos parámetros son específicos para cada reacción, y su determinación es un proceso extenso, motivo por el que el diseño de un reactor podría ser otro proyecto.

Al carecer de los parámetros cinéticos de la reacción, se procedió a consultar la literatura. No se hallaron datos para el mismo tipo de aceite, por tanto se decidió trabajar con los datos del referente⁵⁵ con condiciones de experimentación más similares a las propias. La tabla 23 resume las condiciones de experimentación de dicho referente y las propias.

Tabla 22. Comparación de condiciones de experimentación.

| Parámetro | Referente | Propio |
|-------------------------------|-----------------------------|----------|
| Tipo de alcohol | Metanol | Metanol |
| Tipo de catálisis | Alcalina | Alcalina |
| Relación molar alcohol/aceite | 6:1 | 6:1 |
| Tipo de catalizador | KOH | KOH |
| Cantidad de catalizador (p/p) | 1% | 1% |
| Temperatura de reacción (°C) | 60 | 60 |
| Agitación (RPM) | 500 | 600 |
| Tipo de aceite | Mezcla de aceites vegetales | Pescado |

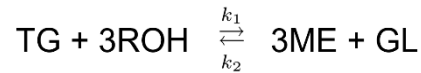
Fuente: elaboración propia.

⁵⁴ GUTIÉRREZ, Mary; PÉREZ, Néstor. Diseño de una planta piloto de producción de biodiesel. [en línea]. Trabajo de grado Ingeniería Mecánica. Managua. Universidad Nacional de Ingeniería. Facultad Tecnología de la Industria. Departamento de Ingeniería Mecánica, 2011. 186 p. [Consultado 2 de mayo de 2019]. Disponible en: Repositorio institucional Universidad Nacional de Ingeniería. <http://ribuni.uni.edu.ni/1030/1/38205.pdf>

⁵⁵ MARSET, David. Diseño de un reactor de transesterificación para la obtención de biodiésel a partir de aceites vegetales. [en línea]. Trabajo de grado Ingeniería Química. Valencia. Universidad Politécnica de Valencia. Facultad de ingenierías, 2016. 88 p. [Consultado 20 de octubre de 2019]. Disponible en: Repositorio institucional Universidad Politécnica de Valencia. <https://pdfs.semanticscholar.org/f9ec/ddd9b9363c0c8ebda7b5ff0a1da3e4e9cb5f.pdf>

Como se aprecia en la tabla 20, la principal diferencia entre los dos proyectos radica en el tipo de aceite. Esto quiere decir que, de realizar el cálculo del volumen con estos parámetros, no se obtendrá un valor preciso y en caso de conocer la cinética de la reacción con la materia prima específica, los cálculos y resultados cambiarán.

La reacción global del modelo es la siguiente:



Fuente: elaboración propia

Donde:

TG: Triglicéridos (aceite)

ROH: Metanol

ME: Metil ésteres (biodiesel)

GL: Glicerina

Y k_1 y k_2 corresponden a las constantes cinéticas de la reacción. A 60°C los valores reportados⁵⁶ de las constantes son:

k_1 : 0.0420 L/mol*min

k_2 : 0.0094 L/mol*min

La velocidad de reacción, parámetro fundamental para el cálculo del volumen del reactor, depende de estas constantes y de la concentración de cada sustancia presente en la reacción. La concentración, a la vez, depende de la conversión. Infortunadamente, durante la experimentación, no se contaba con los equipos necesarios para el cálculo de la conversión y, por tanto, no se conoce la velocidad de la reacción.

Se decidió realizar el dimensionamiento del reactor siguiendo el procedimiento realizado en un referente⁵⁷ de un trabajo de grado de maestría en ingeniería mecánica de la Universidad Nacional, sede Bogotá.

El volumen del reactor fue determinado con el volumen por lote y a partir de este, con una relación diámetro-altura de 2 y un factor de seguridad de 70%, se calcularon las dimensiones del reactor. La tabla 24 contiene las dimensiones del reactor.

⁵⁶ *Ibíd.*, p. 39.

⁵⁷ BULLA, Op. cit., p. 117.

Tabla 23. Dimensiones del reactor.

| Reactor | |
|--------------------------------|------|
| Volumen (m ³ /lote) | 0.23 |
| Diámetro (m) | 1.05 |
| Altura (m) | 0.53 |

Fuente: elaboración propia.

Adicionalmente, se calculó el espesor de la lámina de acero que se necesita, teniendo en cuenta las presiones de operación y diseño. La presión de operación es la misma de todo el proceso, es decir atmosférica, pero dentro del tanque la presión será la suma de la presión atmosférica y la presión hidrostática (la causada por la columna de fluido). El cálculo fue el siguiente:

Ecuación 5. Presión dentro del tanque

$$P_o = P_{atm} + \rho gh$$

Fuente: BULLA, Edwin. Diseño del proceso de producción de biodiesel a partir de aceites de fritura. [en línea]. Trabajo de grado Magister en Ingeniería Mecánica. Bogotá D.C. Universidad Nacional de Colombia. Facultad de ingeniería. Departamento de Mecánica y Mecatrónica, 2014. 214 p. [Consultado: 16 de agosto de 2019]. Disponible en: [bdigital-Repositorio institucional UNAL. http://bdigital.unal.edu.co/45935/1/02300238.2014.pdf](http://bdigital.unal.edu.co/45935/1/02300238.2014.pdf)

Donde

P_o: Presión de operación (Pa)

P_{atm}: Presión atmosférica (Pa)

ρ: densidad ponderada (kg/m³)

g: gravedad (m/s²)

h: altura tanque (m)

La densidad ponderada fue calculada teniendo en cuenta la alimentación al tanque (aceite, metanol y KOH). Se calculó la fracción de cada componente y se multiplicó por su propia densidad. No se tomó en cuenta el catalizador ya que solo representa el 1% de la mezcla. El cálculo fue el siguiente:

Ecuación 6. Densidad ponderada

$$\rho_{ponderada} = \%_{aceite}\rho_{aceite} + \%_{metanol}\rho_{metanol}$$

Fuente: BULLA, Edwin. Diseño del proceso de producción de biodiesel a partir de aceites de fritura. [en línea]. Trabajo de grado Magister en Ingeniería Mecánica. Bogotá D.C. Universidad Nacional de Colombia. Facultad de ingeniería. Departamento de

Mecánica y Mecatrónica, 2014. 214 p. [Consultado: 16 de agosto de 2019]. Disponible en: bdigital-Repositorio institucional UNAL. <http://bdigital.unal.edu.co/45935/1/02300238.2014.pdf>

$$\rho_{ponderada} = 0.607 * 924.2 + 0.383 * 792$$

$$\rho_{ponderada} = 864.394 \frac{kg}{m^3}$$

Ese valor se reemplazó en la ecuación anterior y el resultado fue:

$$P_o = 74660.5 + (864.394 * 9.81 * 1.05)$$

$$P_o = 83599.3 Pa \cong 12 psi$$

Según la referencia consultada⁵⁸, cuando la presión de operación es menor de 300 psi, la presión de diseño será la presión de operación más 30 psi:

$$P_o = 12 < 300 psi; entonces$$

$$P_d = 12 psi + 30 psi$$

$$P_d = 42 psi$$

Conociendo la presión de diseño se puede calcular el espesor de la lámina de acero 304, con la siguiente ecuación:

Ecuación 7. Espesor de lámina

$$t = \frac{P_d * R}{(S_y * E) - 0.6 * P_d}$$

Fuente: MEGYESY, Eugene. Pressure Vessel Handbook. 14 ed. USA: Publishing Inc. 2008, 511 p. ISBN-13: 978-0914458241.

Donde

t: Espesor reactor (in)

Pd: Presión de diseño (psi)

⁵⁸ LEÓN, Juan Manuel. Diseño y cálculo de recipientes sujetos a presión. [en línea]. Edición 2001. 178 p. [Consultado el 15 de septiembre de 2019]. Disponible en https://www.academia.edu/34412488/Dise%C3%B1o_y_C%C3%A1lculo_de_Recipientes_a_Presi%C3%B3n

R: Radio interno del reactor (in)
 Sy: Esfuerzo ultimo a la tensión
 E: Factor de eficiencia de la soldadura

Los valores del esfuerzo a la tensión y del factor de eficiencia de la soldadura dependen del material, y para el acero 304 son los siguientes:

Tabla 24. Datos del acero 304.

| Característica | Valor |
|---------------------------------------------|---------------------------|
| Esfuerzo último a la tensión | 304MPa \cong 44000 psi |
| Límite de elasticidad | 686 MPa \cong 99000 psi |
| Espesor de corrosión (t_c) | 1mm |
| Factor de eficiencia de la soldadura | 0.5 |

Fuente: VILLASEÑOR, Op. cit., p. 60. ¹WEI, Gu, et al. Modeling, planning and optimal energy management of combined cooling, heating and power microgrid: A review. En: *International journal of electrical power and energy systems*. [en línea]. Enero de 2014. vol. 54. p. 26–37. [Consultado: 13 de septiembre de 2019]. Disponible en <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0142061513002883>.

Entonces, el espesor de la lámina es:

$$t = \frac{42 * 20.75}{(44000 * 0.5) - 0.6 * 42}$$

$$t = 0.039 \text{ in} \cong 1.01\text{mm}$$

Teniendo en cuenta el espesor de corrosión:

$$t = 1.01\text{mm} + 1\text{mm}$$

$$t = 2.01\text{mm} \cong 0.079 \text{ in}$$

Con este valor se elige una lámina de acero 304 de calibre 13.

Finalmente, se seleccionó el sistema de calentamiento y agitación. Para mantener la reacción a 60°C se propuso un sistema de resistencias inmersas, por los motivos expuestos anteriormente. Para la agitación se establecieron 600RPM, que fue lo manejado en el laboratorio. Estos parámetros fueron definidos por el proveedor. Se agrega una válvula de descarga.

3.2.5 Centrífuga. Para la separación del biodiesel y la glicerina se pueden usar equipos de decantación, aprovechando así la diferencia de densidades entre ambos o se puede realizar por medio de equipos de centrifugación. La segunda opción es una operación más rápida y fue seleccionada por referencia bibliográfica⁵⁹.

⁵⁹ VILLASEÑOR, Op. cit., p. 53.

Se seleccionó una centrífuga de discos, ya que esta, a diferencia de las tubulares, no presenta acumulación de sólidos ni formación de tortas⁶⁰.

3.2.6 Lavado. Es necesario hacer un lavado del biodiesel después de separarlo de la glicerina. Se propuso agregar agua a 35°C (aproximadamente) en proporción 3:1. Experimentalmente se demostró que 3 lavados son suficientes. El equipo de centrifugación será usado en esta etapa. La mezcla del biodiesel con agua se realizará en un tanque, el cual fue dimensionado de la misma manera que se diseñaron los anteriores. La tabla 26 presenta las dimensiones del tanque y en el anexo F se muestra su cálculo. Contará con válvula de descarga.

Tabla 25. Dimensiones tanque de lavado.

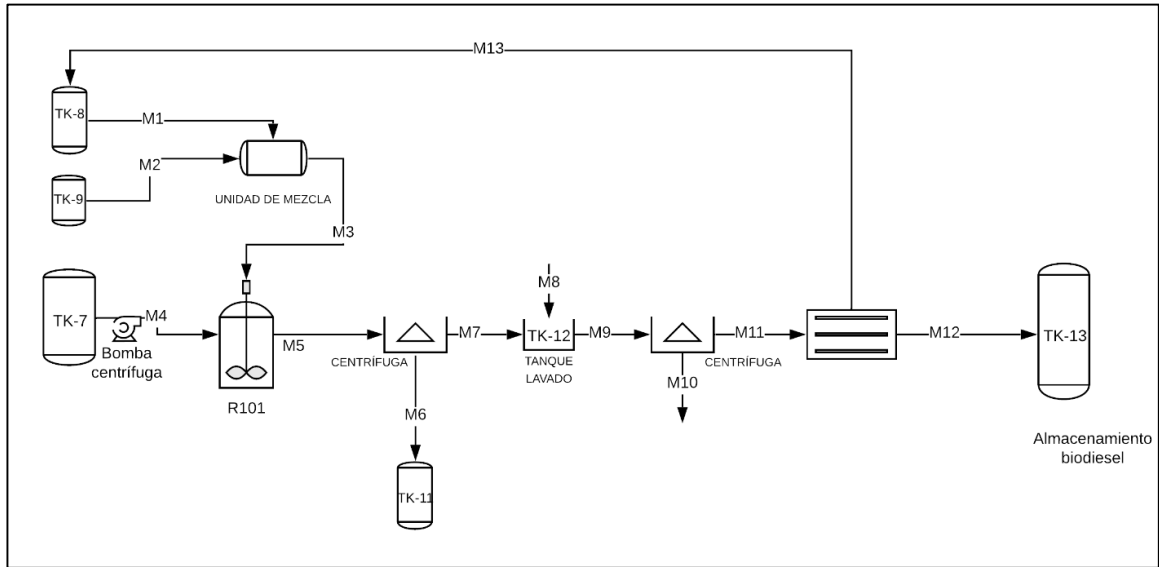
| Tanque | |
|---------------------------|-------|
| Volumen (m ³) | 0.054 |
| Altura (cm) | 65.2 |
| Diámetro (cm) | 32.6 |

Fuente: elaboración propia.

Finalmente, la tabla 27 presenta el resumen de las corrientes involucradas en esta etapa del proceso y la figura 30 muestra el diagrama de proceso propuesto para esta etapa.

⁶⁰ CUBIDES, Op. cit., p. 46.

Figura 64. Diagrama de proceso producción de biodiesel.



Fuente: elaboración propia.

Tabla 26. Corrientes proceso producción de biodiesel.

| Corriente | Descripción | Temperatura (°C) | Masa total (Kg/h) |
|-----------|---------------------|------------------|-------------------|
| M1 | Metanol | 20 | 22.1 |
| M2 | KOH | 20 | 0.57 |
| M3 | Metóxido de potasio | 40 | 22.67 |
| M4 | ARP | 20 | 35 |
| M5 | Producto reacción | 60 | 57.67 |
| M6 | Glicerina | 60 | 20.76 |
| M7 | Fase éster | 60 | 36.91 |
| M8 | Agua de lavado | 40 | 12.3 |
| M9 | Biodiesel lavado | 55 | 49.21 |
| M10 | Mezcla | 55 | 14.15 |
| M11 | agua/impurezas | | |
| M11 | Biodiesel húmedo | 55 | 35.01 |
| M12 | Biodiesel seco | 70 | 31.97 |
| M13 | Metanol recuperado | 70 | 2.78 |

Fuente: elaboración propia.

La presión de todas las corrientes es de 560 mmHg.

3.2.7 Secador. Finalmente, se debe separar el metanol restante del biodiesel. El secador de aceite expuesto anteriormente cumple con esta función también. Al ser tóxico, se debe recuperar el metanol evaporado. Para cumplir con ese propósito el

proveedor ofrece una torre de enfriamiento. Esta usa agua para condensar el metanol y cuenta con una motobomba de recirculación con carcasa en acero inoxidable.

La cotización final realizada por DIDA Control para los equipos se presenta en el anexo H.

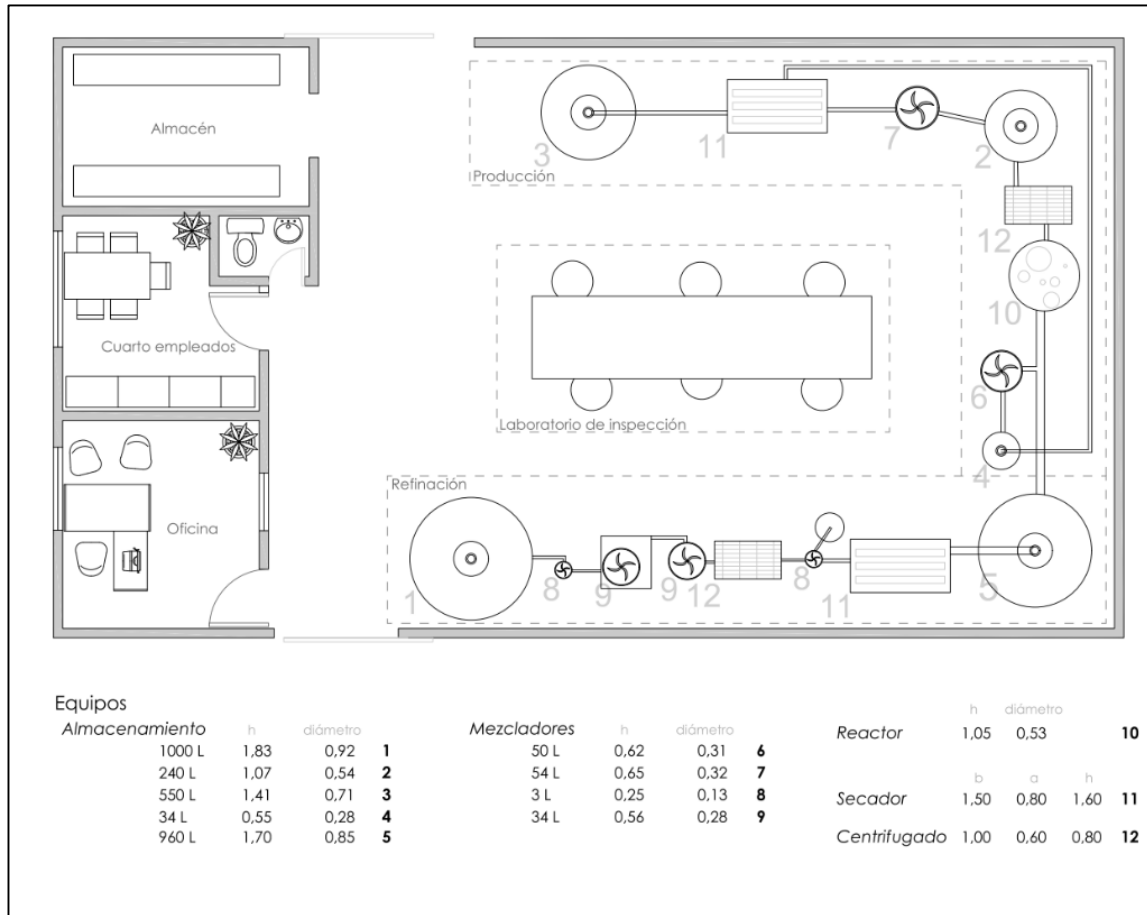
3.3 ÁREA REQUERIDA

Todo Pez actualmente dispone de un área de 84 m² para la implementación del diseño. Teniendo en cuenta las dimensiones de los equipos y el área consultada en referentes bibliográficos destinada para plantas similares⁶¹, se considera un espacio suficiente. Una posible disposición de la planta se presenta en la figura 31.

Adicional a los equipos ya mencionados, se propuso un laboratorio de inspección, para asegurar la calidad de los productos. Considerando que la planta operará 12 horas diarias, también es necesario contar con una oficina, un cuarto de empleados y un baño.

⁶¹ BULLA, Op. cit., p. 170.

Figura 65. Disposición de la planta.



Fuente: elaboración propia.

4. ANÁLISIS FINANCIERO

Una vez concluida la evaluación técnica de la producción de biodiesel a partir de aceite de pescado, se procedió a realizar la evaluación financiera. Esta evaluación utiliza las etapas del escalamiento del proceso, sus especificaciones de producción y los equipos seleccionados para determinar los costos de inversión y de operación. Se seleccionó el Peso Colombiano (COP) como unidad monetaria de valor constante. La tasa de conversión de dólar a peso manejada fue de \$3200 COP por dólar. Los indicadores financieros que se definieron para determinar la viabilidad financiera del proyecto son: el Valor Presente Neto (VPN), y la a TIR (Tasa Interna de Retorno).

4.1 POTENCIAL ECONÓMICO

El cálculo del potencial económico consiste en la diferencia entre el valor de los productos y los costos de las materias primas que se necesitan para producirlos. Es independiente de la escala que se esté trabajando. En este caso los productos son el biodiesel y la glicerina. El biodiesel, para septiembre del 2019 tiene un precio de \$2,662.30 COP por litro (tomado de Fedebiocombustibles). Por otra parte, la glicerina cruda se puede vender hasta por \$650 COP el kilogramo. Así, la tabla 28 resume los ingresos anualizados teniendo en cuenta los precios de venta de ambos productos.

Tabla 27. Ingresos anuales.

| Producto | Cantidad (kg/h) | Precio unitario (COP/h) | Ingresos anuales (COP/año) |
|-----------|-----------------|-------------------------|----------------------------|
| Biodiesel | 41.61 | \$2,666.30 | \$452'880,000 |
| Glicerina | 20.76 | \$600 | \$51'000,000 |

Fuente: elaboración propia.

Entonces los ingresos anuales totales son de \$503'880,000 COP

Las materias primas necesarias para la producción del biodiesel son aceite, metanol, ácido fosfórico, hidróxido de potasio e hidróxido de sodio. El aceite, entregado por la empresa, tiene un costo de \$500 por kilogramo. El metanol a la venta para procesos industriales tiene un precio de \$445 US por tonelada. El hidróxido de potasio, que se usa como catalizador, tiene un costo de \$2,560 COP por kilogramo. Para la refinación de aceite se requieren otras dos materias primas, el hidróxido de sodio que tiene un costo de \$2400 COP por kilogramo y el ácido fosfórico que tiene un costo de \$2880 COP por kilogramo. La tabla 29 presenta los costos anuales de las materias primas.

Tabla 28. Costos de materia prima anuales.

| Materia prima | Cantidad (kg/h) | Precio unitario (COP/kg) | Costo anual (COP/año) |
|-----------------|-----------------|--------------------------|-----------------------|
| ACP | 100 | \$250 | \$51'000.000 |
| Metanol | 22.1 | \$1,424 | \$112'352,200 |
| NaOH | 0.33 | \$2,400 | \$1'632,000 |
| KOH | 0.57 | \$2,560 | \$6'120,000 |
| Ácido fosfórico | 0.2 | \$2,880 | \$1'224,000 |

Fuente: elaboración propia.

El costo del metanol se calculó teniendo en cuenta que el porcentaje de metanol recuperado después del secado es de 12,58%.

Entonces los costos anuales totales por materias primas son de \$172'329,200 COP.

Los costos de materia prima se deben representar como flujos negativos, ya que son un egreso y los ingresos se representan como flujos positivos. La tabla 30 resume los resultados de potencial económico.

Tabla 29. Potencial económico.

| Costo o ingreso | Valor (COP/año) |
|------------------------|----------------------|
| ACP | \$51'000.000 |
| Metanol | \$112'352,200 |
| NaOH | \$1'632,000 |
| KOH | \$6'120,000 |
| Ácido fosfórico | \$1'224,000 |
| Biodiesel | \$452'880,000 |
| Glicerina | \$51'000,000 |
| Diferencia Neta | \$331'551,800 |

Fuente: elaboración propia.

4.2 COSTOS FIJOS

Estos son constantes a lo largo del horizonte del proyecto, ya que se refieren a los egresos no dependientes del volumen, condiciones de operación y producción. En el caso del presente proyecto, estos corresponden al consumo energético de los equipos que comprenden el proceso, los costos de la mano de obra y costos de mantenimiento de equipos.

El cálculo de los costos por energía eléctrica se hizo partiendo de lo reportado en la literatura consultada⁶². La tarifa del costo energético fue tomada de los datos que

⁶² BULLA, Op. cit., p. 172.

brinda la Electrificadora del Huila S.A. E.S.P. para septiembre de 2019, ya que se propone el sur del Huila como la ubicación de la planta. Dicha tarifa es de \$543.0273 COP/kWh⁶³ en zona industrial. El consumo anual fue calculado a partir de los requerimientos energéticos de cada equipo, así como el requerimiento de los motores de los agitadores y de las bombas. El anexo I presenta el procedimiento realizado. La tabla 31 resume los costos de los servicios de la propuesta.

Tabla 30. Costos de servicio.

| Ítem | Consumo anual (kWh/año) | Costo (COP/kWh) | Costo (COP/año) |
|---------------------|-------------------------|-----------------|-----------------|
| Electricidad | 20457 | \$543.0273 | \$11'108,500 |

Fuente: elaboración propia.

Por otra parte, se planteó que la planta constará de dos operarios y un ingeniero. Un operario se encargará de la etapa de la refinación y el otro de la producción del biodiesel. Los operarios deben estar en capacidad de manipular y controlar los equipos y el ingeniero se encargará de la supervisión general del proceso. Los sueldos de los trabajadores se consideraron según el salario mínimo y las prestaciones sociales respectivas. La tabla 32 expone los costos por su contratación.

Tabla 31. Costos mano de obra.

| Rubro | Salario base (COP/mes) | Salario luego de liquidación (COP/mes) | Cantidad de | Costo total (COP/mes) | Costo anual (COP/año) |
|------------|------------------------|----------------------------------------|-------------|-----------------------|-----------------------|
| Operario | \$900,000 | \$1'377,761 | 2 | \$2'755,522 | \$33'066,300 |
| Supervisor | \$1'500,000 | \$2'296,268 | 1 | \$2'296,268 | \$27'555,200 |

Fuente: elaboración propia

El costo total anual por mano de obra es de \$60'621,500 COP.

El último costo fijo que se tuvo en cuenta está asociado al mantenimiento de los equipos. Este costo se dividió en eventualidades y reparaciones. Las eventualidades corresponden al 20% del total de los costos fijos y las reparaciones al 10%. (el costo total de los equipos se muestra en la tabla 29).

Los costos fijos totales son entonces de \$138'881,800 COP.

⁶³ Electrificadora del Huila S.A E.S.P. Tarifas de energía 2019. Tarifas del mes. [Consultado el 29 de septiembre de 2019]. Disponible en: <http://www.electrohuila.com.co/>

4.3 COSTOS VARIABLES

Estos son dependientes del volumen de producción. Teniendo en cuenta el crecimiento del Producto Interno Bruto (PIB), dado por la encuesta anual manufactura del DANE⁶⁴ se estimó que el incremento de los ingresos y los costos de la materia prima tendrán un crecimiento del 2% anual.

4.4 COSTOS DE INVERSIÓN

Corresponden al dinero que se debe destinar a la creación del proyecto. En el caso del presente proyecto, el costo de inversión está dado por el costo de los equipos necesarios para la planta de producción propuesta, la adecuación del terreno y construcción de las instalaciones. La tabla 33 muestra los costos de los equipos, cotizados por DIDACONTROL, el proveedor seleccionado para el escalamiento del proceso. Los costos de construcción y adecuación de la planta física fueron estimados por la misma empresa y en total corresponden a \$12'317,000 COP, IVA incluido.

⁶⁴ Diario La República. Producto Interno Bruto de Colombia creció 2.7% en 2018 según informó el DANE. Jueves, 28 de febrero de 2019. [Consultado el 30/09/2019]. En: www.larepublica.co

Tabla 32. Costo de inversión por equipos.

| Equipo | Cantidad | Valor total (COP) |
|-------------------------------------------|-----------------|------------------------------|
| Tanque de almacenamiento 34L | 1 | \$ 6'974,600 |
| Tanque de almacenamiento 550L | 1 | \$ 18'975,000 |
| Tanque de almacenamiento 240L | 1 | \$ 13'436,150 |
| Tanque de almacenamiento 1000L | 1 | \$ 26'125,000 |
| Tanque de almacenamiento 960L | 1 | \$ 25'465,000 |
| Tanque de mezcla 50L | 1 | \$ 19'760,000 |
| Tanque de mezcla 54L | 1 | \$ 19'983,500 |
| Tanque de mezcla 3L con agitador estático | 1 | \$ 8'790,000 |
| Tanque de mezcla 3L | 1 | \$ 6'980,000 |
| Tanque de mezcla 34L | 1 | \$ 16'790,500 |
| Tanque fondo cónico 24L | 1 | \$ 15'950,000 |
| Tanque fondo cónico 32L | 1 | \$ 12'250,000 |
| Reactor | 1 | \$ 44'845,200 |
| Secador | 1 | \$ 39'967,400 |
| Torre de enfriamiento | 1 | \$ 15'380,000 |
| Estructura de soporte | 1 | \$ 7'850,000 |
| Centrífuga | 1 | \$ 74'000,000 |
| | Total | \$ 373'522,350 |
| | IVA | 19% |
| | Total | \$ 444'491,600 |

Fuente: elaboración propia basada en la cotización.

Se debe contar con un capital de trabajo adicional para el costo de la inversión, el cual equivale al 20% de la inversión calculada. Así, el costo total para la inversión es de \$533'390,000 COP.

4.5 FLUJO DE CAJA

Esta herramienta se utiliza para evaluar la factibilidad de un proyecto, es este caso se trata de un proyecto de inversión. Se estableció un horizonte de 10 años para el flujo de caja, puesto que se debe considerar que la inversión inicial es alta y por lo tanto recuperarla requiere tiempo. Por el mismo motivo se definió que la empresa contará con financiación de entidades bancarias, a través de un crédito a diez años por el valor de 300 millones de pesos, con una tasa de interés máxima de 10% anual y un Depósito a Término Fijo (DFT) de 4,51% efectivo anual, como lo ofrece Finagro. La tabla de amortización fue dada por la entidad y se presenta a continuación.

Tabla 33. Tabla de amortización del crédito.

| Cuota No. | Saldo Inicial | Intereses | Abono deuda | Pago cuota | Saldo final |
|------------------------|----------------------|------------------|--------------------|-------------------|--------------------|
| Año 1 | \$ 300'000,000 | \$ 43'530,000 | \$ 30'000,000 | \$ 73'530,000 | \$ 270'000,000 |
| Año 2 | \$ 270'000,000 | \$ 39'177,000 | \$ 30'000,000 | \$ 69'177,000 | \$ 240'000,000 |
| Año 3 | \$ 240'000,000 | \$ 34'824,000 | \$ 30'000,000 | \$ 64'824,000 | \$ 210'000,000 |
| Año 4 | \$ 210'000,000 | \$ 30'471,000 | \$ 30'000,000 | \$ 60'471,000 | \$ 180'000,000 |
| Año 5 | \$ 180'000,000 | \$ 26'118,000 | \$ 30'000,000 | \$ 56'118,000 | \$ 150'000,000 |
| Año 6 | \$ 150'000,000 | \$ 21'765,000 | \$ 30'000,000 | \$ 51'765,000 | \$ 120'000,000 |
| Año 7 | \$ 120'000,000 | \$ 17'412,000 | \$ 30'000,000 | \$ 47'412,000 | \$ 90'000,000 |
| Año 8 | \$ 90'000,000 | \$ 13'059,000 | \$ 30'000,000 | \$ 43'059,000 | \$ 60'000,000 |
| Año 9 | \$ 60'000,000 | \$ 8'706,000 | \$ 30'000,000 | \$ 38'706,000 | \$ 30'000,000 |
| Año 10 | \$ 30'000,000 | \$ 4'353,000 | \$ 30'000,000 | \$ 34'353,000 | \$ 0 |
| Total intereses | | \$ 239'415,000 | | Total pagado | 359'610,000 |

Fuente: Finagro.

Adicionalmente, se estableció un impuesto a la renta con valor del 33%, que equivale al del año gravable 2018⁶⁵, y la depreciación se consideró como los costos de inversión del proyecto, presentando una depreciación constante a lo largo del horizonte del proyecto. Con estos datos fue realizado el flujo de caja que se presenta en el anexo G. Después de la realización del flujo de caja se calcularon los indicadores financieros que permitieron la conclusión del análisis financiero.

4.5.1 Valor presente neto (VPN). Este indicador es el más conocido en la evaluación de proyectos de inversión a largo plazo. Indica si la inversión hecha puede incrementar o reducir el valor de las pequeñas y medianas empresas (PyMES)⁶⁶. Puede ser un valor positivo (indicando que se tendrá un incremento equivalente al VPN), negativo (indicando que se tendrá una reducción equivalente al VPN), o cero (indicando que la empresa no modificará el monto de su valor).

Su cálculo requiere del cálculo de la Tasa de Interés de Oportunidad (TIO), el cual expresa la rentabilidad mínima del proceso. Su cálculo varía, pues existen distintas metodologías. Para el proyecto se seleccionó la metodología básica, la cual considera la tasa de depósito a término fijo (DFT), el porcentaje de la inflación y la tasa de rentabilidad de medida del riesgo del proyecto. La DFT para el año 2019 es de 4.51%⁶⁷ y la inflación para el mes de agosto del mismo año fue de 3.75%⁶⁸. Por otra parte, para la tasa de rentabilidad se propuso un valor del 12%, al tratarse de un mercado distinto al que conoce y maneja Todo Pez. A continuación, se presenta el valor de la TIO.

Ecuación 9. TIO

$$TIO = [(1 + DTF) \times (1 + \%inflación) \times (1 + tasa\ rentabilidad)] - 1$$

$$TIO = [(1 + 4.51\%) \times (1 + 3.75\%) \times (1 + 12\%)] - 1$$

$$TIO = 0.214$$

Fuente: elaboración propia.

Conociendo el valor de la TIO se calculó el VPN:

Ecuación 10. VPN

⁶⁵ Estatuto tributario colombiano. Ley 1943 del 28 de diciembre de 2018. Tarifa general del impuesto de renta personas jurídicas año 2019. En: www.actualicese.com

⁶⁶ Vaquero, D., EL Valor Presente Neto, Asesoría y consultoría para PyMES, Ibagué, Colombia (2013). Recuperado en <https://www.pymesfuturo.com/vpneto.htm>. Consultado el 01/10/19.

⁶⁷ Indicadores septiembre 2019. Recuperado de <https://dolar.wilkinsonpc.com.co/dtf.html>. Consultado el 01/10/19.

⁶⁸ Banco de la República. Inflación total y meta. Recuperado de <https://www.banrep.gov.co/es/estadisticas/inflacion-total-y-meta>. Consultado el 01/10/19.

$$VPN_i = \sum F_n(1+i)^{-n} = F_0 + F_1(1+i)^{-1} + F_2(1+i)^{-2} + \dots + F_n(1+i)^{-n}$$

Fuente: Baca C., Guillermo. Ingeniería Económica. Bogotá D.C. Fondo educativo panamericano, 2000. p. 197.

Donde

n: número de periodos del proyecto.

F: flujo de fondos para el periodo n.

i: TIO.

El VPN arrojó un valor de \$84'076,300 COP, es decir que después de los diez años del horizonte del proyecto se recuperará el total de la inversión y se genera un alto porcentaje de utilidad.

4.5.2 Tasa interna de retorno (TIR). Es la tasa de interés que ofrece una inversión. Se expresa como el porcentaje de beneficio o pérdida que tendrá la inversión. Fue calculada en una hoja de cálculo de Excel. Si la TIR es mayor que la TIO se considera que el proyecto es viable. En el caso del proyecto evaluado, la TIR arrojó un valor del 29%, es decir mayor que la TIO y por lo tanto el proyecto de inversión es viable.

5. CONCLUSIONES

- Mediante un proceso de refinación química se mejoraron las condiciones del aceite crudo de pescado, se logró que este cumpliera con las características que exigía la reacción de transesterificación, disminuyendo su acidez de 2.16mgKOH/g aceite, a una final de 0.3 mg KOH/g aceite. Se eliminó la humedad y las pérdidas de material fueron del 25%.
- Las condiciones óptimas de operación según el diseño de experimentos fueron la relación molar 6:1 aceite metanol, y temperatura 60C°, se obtuvo un rendimiento del 97% y un porcentaje de ésteres monoalquílicos del 96%, dando como resultado la aprobación técnica de la producción de biodiesel a partir de este aceite de pescado.
- Partiendo de un escalamiento del proceso, dimensionando y cotizando equipos que manejan volúmenes reales de producción de la empresa, se obtuvieron resultados que proponen una oportunidad para la empresa, pues la TIR fue del 29% y el VPN fue superior a la inversión en un horizonte de proyecto de 10 años del proyecto, en vista de esto se concluye además, que las pérdidas de aceite por el proceso de refinación no disminuyen significativamente el potencial económico, pues los indicadores señalan un panorama positivo.
- El proceso de refinación química, por medio de las etapas de filtración desgomado, neutralización lavado y secado permitió convertir el aceite crudo de tilapia en una materia prima idónea para la producción de biodiesel de acuerdo con lo expresado en las normas y que se resume en la tabla 2 del presente proyecto. Además, al provenir de un desecho, presenta una ventaja ambiental sobre los aceites convencionales usados en la producción del biocombustible.

6. RECOMENDACIONES

- Efectuar un estudio de viabilidad de obtención de biodiesel partiendo de aceite crudo de pescado, con el fin de reducir costos de refinación.
- Realizar un estudio de la producción de biodiesel, integrando la etapa de desgomado a la de neutralización, con el fin de eliminar los equipos destinados a dicha etapa.
- Realizar un estudio de producción de biodiesel con aceite de pescado variando el tiempo de reacción y separando el metanol por medio de un destilador flash, con el propósito de aumentar su recuperación.
- Diseñar un estudio cinético para la transesterificación del aceite para conocer los parámetros que permitan identificar las condiciones de operación específicas para el reactor.
- Analizar los jabones producidos como subproductos con posible potencial económico de valor agregado.
- Diseñar un método de refinación de glicerina cruda que permita obtener mayores ingresos para la empresa.
- Realizar un diseño de ingeniería de detalle que permita implementar el proceso a nivel industrial.
- Realizar un estudio del biodiesel en motores de combustión interna para evaluar su desempeño real ya sea puro o en mezclas con diésel de petróleo.
- Evaluar el efecto de otros tipos de catalizadores en cantidades diferentes a la empleada en el proyecto.
- Desarrollar parámetros de caracterización de ACP y ARP colombianos, en vista de que no existen aún.
- Determinar los perfiles lipídicos tanto del ACP como del ARP.
- Evaluar la totalidad de los parámetros de la resolución 90963 que rige los criterios de calidad del biodiesel nacional.

BIBLIOGRAFÍA

AMERICAN SOCIETY FOR TESTING AND MATERIALS. Standard Test Method for Kinematic Viscosity of Transparent and Opaque Liquids. ASTM D 445-02.

BADII, M. H.; GUILLEN, A. y ABREU, J. L. Energías renovables y conservación de energía. En: REVISTA DAENA (International Journal of Good Conscience). Abril, 2016, vol. 11, p. 141-155 BARÓN, Manuel; FORERO, Isaac Huertas y CASTRO.

BIODIESEL DE VÍSCERAS DE PESCADO. [En línea]. Madrid, 11 de febrero de 2013. Disponible en Internet <https://www.larazon.es/verde/biodiesel-de-visceras-de-pescado-1-BC1040762>

CHAPARRO M, L. El biodiesel como una alternativa de proyecto de mecanismo de desarrollo limpio – MDL. Departamento de Ingeniería Química Universidad Nacional. 3 Págs.

C.P. Zuta, B.K. Simpson, H.M. Chan, L. Phillips, J. Am. Oil Chem. Soc. 80 (2003) 933–936.

DEMIRBAS Ayhan. Biodiesel fuels from vegetable oils via catalytic and non-catalytic supercritical alcohol transesterifications and other methods: a survey. Energy Conversion & Management. Department of chemical education, Karadeniz Technical University. 23 September 2002.

FEDEBIOCOMBUSTIBLES. Biocombustibles Hoy No. 147. [sitio web]. 27, abril, 2016. [Consultado 30, septiembre, 2019]. Disponible en: <http://www.fedebiocombustibles.com/nota-web-id-2543.htm>

GERPEN, Jon Van. Biodiesel Production and Fuel Quality. University of Idaho. 11 págs.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN, ICONTEC. Compendio de normas para trabajos escritos. NTC-1486-6166. Bogotá D.C. Instituto 2018. ISBN S78958858673 153 P.

_____ Standard specification for Biodiesel fuel blend stock (B100) for middle distillate fuels. Pennsylvania: ASTM, 2004. 6 p. (D 6751-03 a).

_____ Normalización comité técnico 186. Combustibles líquidos, alcoholes carburantes y biodiesel, 12 Págs.

LAMOUREUX, J. H. DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE BODIESEL. Obtenido de <http://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/104538/Diseno-conceptual-deuna-planta-de-biodiesel.pdf?sequence=3&isAllowed=y>
ORJUEIA, Javier Gestión de la cadena de abastecimiento del biodiésel: una revisión de la literatura. En: INGENIERÍA. 2013, vol. 18, no. 1, p. 84-117

Zapata C. D. & Arenas Castiblanco, E. (jan./apr., 2007). Producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma: 1. diseño y simulación de dos procesos continuos. Dyna rev. fac. nac. Vol. 74 No. 151. Medellín.

ANEXOS

ANEXO A. RESULTADOS CARACTERIZACIÓN ACP.

Laboratorio de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería
Sede Bogotá



INFORME DE ENSAYO

Código: FA006001 Versión: 01
Vigencia: 16/07/2012 Página 1 de 2

Consecutivo No. 008 – 2019
Fecha 2019-3-7

| | | | |
|---------------------------|-------------------------------------------|-----------------|-----------|
| Nombre | Ivana Marcela Agudelo Lamadrid | | |
| Dirección | Calle 149 No. 54 A – 79 | Teléfono | 2 94 2471 |
| Correo electrónico | Ivana.agudelo@estudiantes.uamerica.edu.co | | |

| | |
|-------------------------|----------------------------------------------------------------------------------------------|
| Ensayo | Índice de saponificación Número total de ácido - TAN Viscosidad cinemática Densidad |
| Orden de trabajo | LQUI-008-2019 |

| Muestra | |
|---------------------------|---------------|
| Consecutivo | LQUI-008-2019 |
| Fecha de recepción | 01-03-2019 |
| Cantidad | 1 muestra |

| Ejecución del ensayo | |
|----------------------|------------|
| Fecha inicio | 01-03-2019 |
| Fecha fin | 19-03-2019 |

1. MÉTODO DE ENSAYO

| | |
|-----------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------|
| Preparación de las muestras | Ninguna |
| Normas o especificación aplicable | Las que se consignan en las tablas de resultados de la sección 4.1 |
| Desviación adiciones ó exclusiones de la norma o especificación | Ninguna |

2. DESCRIPCIÓN DE LAS MUESTRAS

| Muestra No. | Descripción | Observaciones iniciales |
|-------------|-------------------|-------------------------|
| 008A | Aceite de pezcado | Ninguna |

NOTA: Los resultados presentados a continuación corresponden a las muestras entregadas al laboratorio por el cliente.

3. DATOS DEL ENSAYO

La determinación del número total de ácido (TAN) se hizo empleando un titulador automático Mettler Toledo T50 (Schweiz, Suiza), número de serie 5131484395, certificado de calibración T195-12 de 30 de noviembre de 2012 y una balanza analítica Mettler Toledo (Schweiz, Suiza) modelo AB204, número de serie 1113372526, certificado de calibración CAB - 04-047-116 de 21 de marzo de 2015.

La determinación de la viscosidad se hizo con un viscosímetro capilar Cannon Fenske routine No. 300, número de serie 5675. También se utilizó un baño KOEHLER modelo K23376-00000, serie R 71130092 (Sycamore, NY, USA), un termómetro PG ERTCO ASTM 120C (Vernon Hill, IL, USA) con certificado de calibración No 4795 del 10 de diciembre de

Carrera 30 No. 45-03, LABORATORIO DE INGENIERÍA QUÍMICA,
Edificio 412, Oficina 212
Teléfono: (57-1) 316 5672 Fax: 316 5617 Conmutador: (57-1) 316 5000 Ext. 14301 Fax: 14302
Bogotá, Colombia, Sur América
Correo electrónico: labiq_fiqbog@unal.edu.co

INFORME DE ENSAYO

Código: FA006001 Versión: 01
Vigencia: 16/07/2012 Página 2 de 2

Consecutivo No. 008 – 2019

Fecha 2019-3-7

2011 y un cronómetro OAKTON (Ontario, Canadá) con certificado de calibración No 200899 del 11 de septiembre de 2011.

La determinación de la densidad se hizo utilizando un hidrómetro, Hydrometer low ST (Germany), con certificado de calibración 0223 de 30 de diciembre de 2011.

4. RESULTADOS

4.1 Muestra 008A

| PRUEBA TÉCNICA | NORMA ASTM | RESULTADO |
|------------------------------------------------------------|------------|-----------|
| Índice de saponificación (mg KOH g^{-1}) | D-5558 | 184,2 |
| Número total de ácido (mg KOH g^{-1}) | D-664 | 4,312 |
| Viscosidad cinemática ($\text{cSt @ } 40^\circ\text{C}$) | D-445 | 35,5413 |
| Densidad ($\text{g ml}^{-1} @ 40^\circ\text{C}$) | D-1298 | 0,895 |
| Densidad ($\text{g ml}^{-1} @ 60^\circ\text{C}$) | D-1298 | 0,885 |

ORIGINAL FIRMADO

ING. JORGE ORLANDO MANRIQUE PERDOMO

Coordinador

ANEXO B. CÁLCULOS CARACTERIZACIÓN ACP

- Índice de yodo

El cálculo de índice de yodo se realizó con la siguiente ecuación, dada en la NTC 283.

$$IY = \frac{12.69 c (V_1 - V_2)}{m}$$

Donde:

IY: índice de yodo

c: valor numérico de la concentración de tiosulfato de sodio, en moles por litro

V₁: valor numérico en mililitros de la solución de tiosulfato de sodio empleado en el blanco

V₂: valor numérico del volumen en mililitros de tiosulfato de sodio usado para la determinación

m: valor numérico de la masa de la porción de ensayo, en gramos

Entonces:

$$IY = \frac{12.69 (0.1) (100.8 - 91.5)}{0.1}$$

$$IY = 118.017 \text{ g yodo/g aceite}$$

- Índice de acidez después de la neutralización

El cálculo de índice de yodo se realizó con la siguiente ecuación, dada en la NTC 218.

$$\%_{acidez} = \frac{282 (V)(N)}{P}$$

Donde:

V: valor numérico en mililitros del volumen de hidróxido de potasio consumidos

N: valor numérico de la concentración normal de hidróxido de potasio

P: valor numérico de la masa de la porción de ensayo, en gramos

Entonces:

$$\%_{acidez} = \frac{282 (0.3)(0.05)}{28}$$

$$\%_{acidez} = 0.151$$

A partir del porcentaje se calcula el índice de acidez:

$$IA = \%_{acidez} * 1.99$$

$$IA = 0.300 \text{ mg KOH/g de aceite}$$

- Peso molecular del aceite

A partir del índice de saponificación del ACP se calculó el peso molecular promedio, con la ecuación dada por Nielsen, 2003.

$$PM = \frac{168000}{3 IS}$$

Donde

PM: peso molecular promedio

IS: índice de saponificación

Entonces:

$$PM = \frac{168000}{3 (184.2)}$$

$$PM = 304.5 \text{ g/mol}$$

ANEXO C. BALANCES DE MASA LABORATORIO

En este anexo se expondrá el cálculo de pérdidas para cada una de las etapas de refinación del aceite, tomando en cuenta los flujos de entrada y de salida de cada una de ellas se determina el porcentaje correspondiente por medio de la siguiente ecuación.

$$\frac{\text{entrada de aceite} - \text{salida de aceite}}{\text{entrada de aceite}} * 100\%$$

- Filtración

$$\frac{4622.5 - 4597.5385}{4622.5} * 100\% = 0.54\%$$

- Desgomado

$$\frac{4597.5385 - 4546.5058}{4597.5385} * 100\% = 1.11\%$$

- Neutralización

$$\frac{4546.5058 - 3586.7384}{4546.5058} * 100\% = 21.11\%$$

- Lavado y secado

$$\frac{3586.7384 - 3511.0583}{3586.7384} * 100\% = 2.11\%$$

ANEXO D. RESULTADOS CARACTERIZACIÓN BIODIESEL

Laboratorio de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería
Sede Bogotá



INFORME DE ENSAYO
Código: FA006001 Versión: 01
Vigencia: 16/07/2012 Página 1 de 3

Consecutivo No. 027 – 2019
Fecha 2019-05-17

| | | | |
|---------------------------|-------------------------------------------|-----------------|-----------|
| Nombre | Ivana Marcela Agudelo Lamadrid | | |
| Dirección | Calle 149 No. 54 A – 79 | Teléfono | 2 94 2471 |
| Correo electrónico | ivana.agudelo@estudiantes.uamerica.edu.co | | |

| | |
|-------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Ensayo | Punto de inflamación D-93 Corrosión a la lámina de cobre Cromatografías de gases: determinación de ésteres metílicos, monoglicéridos, diglicéridos y triglicéridos |
| Orden de trabajo | LQUI-027-2019 |

| Muestra | |
|---------------------------|---------------|
| Consecutivo | LQUI-027-2019 |
| Fecha de recepción | 23-05-2019 |
| Cantidad | 1 muestra |

| Ejecución del ensayo | |
|----------------------|------------|
| Fecha inicio | 24-05-2019 |
| Fecha fin | 06-06-2019 |

1. MÉTODO DE ENSAYO

| | |
|-----------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------|
| Preparación de las muestras | Ninguna |
| Normas o especificación aplicable | Las que se consignan en las tablas de resultados de la sección 4.1 |
| Desviación adiciones ó exclusiones de la norma o especificación | Ninguna |

2. DESCRIPCIÓN DE LAS MUESTRAS

| Muestra No. | Descripción | Observaciones iniciales |
|-------------|-------------|-------------------------|
| 027A | Biodiesel | Ninguna |

NOTA: Los resultados presentados a continuación corresponden a las muestras entregadas al laboratorio por el cliente.

3. DATOS DEL ENSAYO

La determinación del punto de inflamación se hizo utilizando un equipo para punto de inflamación automático de copa cerrada Pensky Martens, PMA 4, marca Petrotest instruments GmbH & Co. KG (Dahlewitz, Alemania), número de serie 741101209.

Carrera 30 No. 45-03, LABORATORIO DE INGENIERÍA QUÍMICA,
Edificio 412, Oficina 212
Teléfono: (57-1) 316 5672 Fax: 316 5617 Comutador: (57-1) 316 5000 Ext. 14301 Fax: 14302
Bogotá, Colombia, Sur América
Correo electrónico: labiq_fiqbog@unal.edu.co

INFORME DE ENSAYO

Código: FA006001 Versión: 01
Vigencia: 16/07/2012 Página 2 de 3

Consecutivo No. 027 – 2019
Fecha 2019-05-17

CROMATOGRAFÍA DE GASES

Se tomaron entre 20 y 40 mg de la muestra y se mezclaron con entre 5 y 10 mg de tricaprina grado analítico marca Fluka como estándar interno. La muestra se derivatizó con bistrimetilsilil-trifluoro acetamida grado analítico marca Sigma Aldrich, empleando piridina y n-hexano grado analítico marca Merck, como catalizador y solvente, respectivamente.

Se empleó un cromatógrafo de gases Agilent 6820 (Agilent Technologies, China), equipado con un detector de ionización de llama (FID), una columna capilar HT-5 SGE de 12m (longitud nominal) x 530µm (diámetro nominal) y 0,15µm (espesor nominal de película) (SGE, Australia).

Después de un minuto a 120 C, la temperatura del horno se elevó hasta 380 C a una velocidad de 20 C/min. Esta temperatura se mantuvo durante 4 minutos. La temperatura del inyector se fijó en 350 C y la del detector en 390 C. El flujo por la columna fue 8 ml/min en modo con división de flujo (split). El inyector se purgó pasados 3 minutos después de la inyección con un flujo de nitrógeno entre 18 y 20 ml/min. La adquisición de datos se llevó a cabo empleando el programa Cerity QA/QC versión A.04.05.

La técnica de análisis disponible está orientada a determinar el contenido de ésteres metílicos, monoglicéridos, diglicéridos y triglicéridos de muestra de biodiésel. La estandarización se realizó empleando los siguientes compuestos, todos ellos grado cromatográfico, salvo que se especifique lo contrario:

Para metilésteres: Oleato de metilo y palmitato de metilo marca Fluka/Riedel de Häen.

Para monoglicéridos: α-DL palmitina Sigma Aldrich M1640-1G.

Para diglicéridos Dipalmitina 16355 Accustandard.

Para triglicéridos: Tripalmitina Sigma Aldrich M1940-1G.

Se realizaron 3 inyecciones de 1 µL por muestra en forma manual. Como anexo se presenta el resultado de uno de los cromatogramas.

4. RESULTADOS

4.1 Muestra 020A

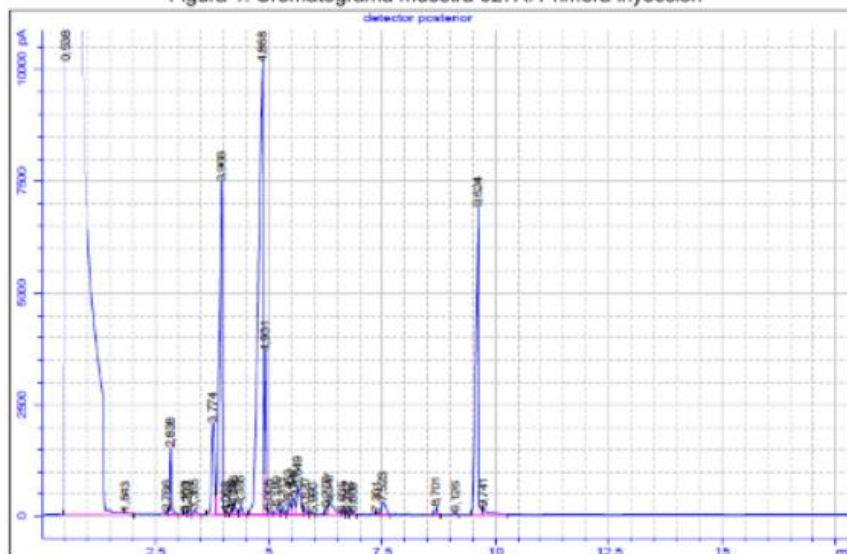
| PRUEBA TÉCNICA | NORMA ASTM | RESULTADO |
|-------------------------------------------|------------|-----------|
| Punto de inflamación (°C @ 101.325 kPa) | D-93 | 73,5 |
| Corrosión a la lámina de cobre (3h/50 °C) | D-130 | 1 B |
| Cromatografía de gases | | |
| Contenido de ésteres metílicos (% p/p) | D-6584 | 95,98 |
| Contenido de monoglicéridos (% p/p) | | 4,02 |
| Contenido de diglicéridos (% p/p) | | 0 |
| Contenido de triglicéridos (% p/p) | | 0 |

Carrera 30 No. 45-03, LABORATORIO DE INGENIERÍA QUÍMICA,
Edificio 412, Oficina 212
Teléfono: (57-1) 316 5672 Fax: 316 5617 Corrutador: (57-1) 316 5000 Ext. 14301 Fax: 14302
Bogotá, Colombia, Sur América
Correo electrónico: labiq_fiqbog@unal.edu.co

INFORME DE ENSAYO
Código: FA006001 Versión: 01
Vigencia: 16/07/2012 Página 3 de 3

Consecutivo No. 027 – 2019
Fecha 2019-05-17

Figura 1. Cromatograma muestra 027A. Primera inyección



ORIGINAL FIRMADO

ING. JORGE ORLANDO MANRIQUE PERDOMO
Coordinador

ANEXO E. BALANCES DE MASA CAPÍTULO 3

1. Refinación de aceite

El flujo de entrada, M1 es de 100Kg/h, el ácido fosfórico M2 corresponde al 2% por lo tanto

$$\begin{aligned}M2 &= M1 * 0.2\% \\M2 &= 100 * 0.002 \\M2 &= 0,2\end{aligned}$$

M3 representara entonces la mezcla de los flujos anteriores mediante la expresión

$$\begin{aligned}M3 &= M1 + M2 \\M3 &= 100 + 0,2 \\M3 &= 100.2\end{aligned}$$

M4 es un flujo conocido de agua, que corresponde al 2% volumen de aceite, por lo tanto

$$\begin{aligned}M4 &= M1 * 2\% \\M4 &= 100 * 2\% \\M4 &= 2\end{aligned}$$

M5 Y M6 corresponden a la suma de las corrientes anteriores, y M7 se calcula a partir del resultado de pérdidas experimental de desgomado por medio de la ecuación:

$$\begin{aligned}M7 &= M1 - \left(\frac{M1 * \%Perdidas}{100} \right) \\M7 &= 100 - \left(\frac{100 * 1.11\%}{100} \right) \\M7 &= 98.89\end{aligned}$$

M8, que es el flujo de NaOH, corresponde 2,83ml por cada 100ml de aceite, y según la fuente⁷², se maneja 0.17mL de exceso. Por lo tanto, la corriente corresponde al 3.15% del volumen de aceite M7

$$\begin{aligned}M8 &= M7 * 3\% \\M8 &= 98.89 * 3\% \\M8 &= 2.9667\end{aligned}$$

⁷² Roldán, D., Extracción y refinación de aceite crudo de pesado, Universidad Nacional Agraria La Molina, Facultad de pesquería. Perú (2017).

M9 es la mezcla de las corrientes separadas y es igual a M10 después de salir del tanque de neutralización

$$M10 = 101.8565$$

M12 es el aceite neutralizado, que se calcula mediante la ecuación que contempla las pérdidas de laboratorio

$$M12 = M7 - \left(\frac{M7 * \%Perdidas}{100} \right)$$
$$M12 = 98.89 - \left(\frac{98.89 * 21.11\%}{100} \right)$$
$$M12 = 78.014$$

M11 se calcula entonces por el balance de masa de la etapa de separación por medio de

$$M10 = M11 + M12$$
$$101.8565 = M11 + 78.014$$
$$M11 = 23.8423$$

M13 es el agua destinada para los lavados, que se calcula mediante la relación 5:1 con el aceite, por lo tanto

$$M13 = M12 * 20\%$$
$$M13 = 15.602$$
$$M14 = M13 + M12$$
$$M14 = 15.602 + 78.014$$
$$M14 = 93.616$$

M15 es la corriente de salida que corresponde a las pérdidas por saponificación sumadas al 99% de agua utilizada en el lavado

M16 se calculó siguiendo el balance:

$$M16 = M14 - M15$$
$$M16 = 93.61 - 17.2$$
$$M16 = 76.3219$$

Y para M17 y M18 se utilizó el porcentaje de pérdidas obtenido experimentalmente que equivale al 2.11% del aceite neutralizado

1. Producción de biodiesel

- Flujos de entrada

Partiendo de un flujo de 35 kg/h de ARP se calculó la cantidad de metanol necesaria, a una relación molar 6:1

$$35 \frac{kg \text{ ARP}}{h} * \left(\frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \right) * \left(\frac{1 \text{ mol ARP}}{304.5 \text{ g ARP}} \right) = 114.94 \frac{mol \text{ ARP}}{h}$$

$$114.94 \frac{mol \text{ ARP}}{h} * \left(\frac{6 \text{ mol metanol}}{1 \text{ mol ARP}} \right) * \left(\frac{32.04 \text{ g metanol}}{1 \text{ mol metanol}} \right) * \left(\frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \right) = 22.1 \text{ kg} \frac{metanol}{h}$$

Es decir, por cada 35 kg por hora de ARP se necesitan 22.1 kg por hora de metanol, para mantener la relación molar 6:1.

Para el catalizador se propuso mantenerlo en una cantidad del 1% p/p de la masa reaccionante:

$$22.1 \frac{kg \text{ metanol}}{h} + 35 \text{ kg} \frac{ARP}{h} = 57.1 \frac{kg \text{ totales}}{h}$$

$$57.1 \frac{kg \text{ totales}}{h} * \frac{1 \text{ kg catalizador}}{100 \text{ kg totales}} = 0.57 \frac{kg \text{ catalizador}}{h}$$

Así, por cada 35 kg por hora de ARP se necesitan 0.57 kg por hora de KOH.

- Preparación metóxido de potasio

En esta unidad se mezclan el metanol y el hidróxido de potasio (corrientes M1 y M2) y se obtiene el metóxido (corriente M3). La base de cálculo es una hora.

$$\begin{aligned} M3 &= M1 + M2 \\ M3 &= 22.1 \text{ kg} + 0.57 \text{ kg} \\ M3 &= 22.67 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Reactor

Se lleva a cabo la reacción de transesterificación. Se mezcla la corriente de metóxido (M3) con la de ARP (M4) y se obtiene una corriente resultante (M5)

$$\begin{aligned} M5 &= M3 + M4 \\ M5 &= 22.67 \text{ kg} + 35 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$M3 = 57.67 \text{ kg}$$

- Centrifuga

El resultado de esta corriente se separa por centrifugación. Según la experiencia del laboratorio, la fase éster o biodiesel (M7) corresponde al 64% del total de la corriente M5 y la glicerina (M6) al porcentaje restante. Por lo tanto:

$$M7 = 0.64(M5)$$

$$M7 = 36.91 \text{ kg}$$

$$M6 = 0.36(M5)$$

$$M6 = 20.76 \text{ kg}$$

- Lavado

La corriente M7 es llevada a una serie de lavados, donde se mezcla con agua tibia (M8) a una relación de 1/3. El biodiesel lavado se denominó M9.

$$M8 = \frac{1}{3} M7$$

$$M8 = 12.3 \text{ kg}$$

$$M9 = M8 + M7$$

$$M9 = 49.21 \text{ kg}$$

- Centrifuga

La corriente M9 debe ser centrifugada nuevamente, para separar las dos fases formadas: la fase éster, o biodiesel húmedo (M11) y el agua con impurezas (M10). Según lo experimentado en el laboratorio, el agua lleva consigo 5% de impurezas.

$$M10 = M8 + 0.05(M7)$$

$$M10 = 14.15 \text{ kg}$$

$$M11 = M9 - M10$$

$$M11 = 35.06 \text{ kg}$$

- Secado

Finalmente, se debe secar la corriente M11 para así obtener un producto seco (M12). En esta etapa separan los restos de metanol aún presentes en el biodiesel, correspondiendo a M13. Este metanol se condensa para recuperarlo y volverlo a utilizar. Según lo determinado en el laboratorio, el metanol representa el 8.69% de la corriente M11.

$$M_{13} = 0.0869(M_{11}.)$$

$$M_{10} = 3.04 \text{ kg}$$

$$M_{12} = M_{11} - M_{13}$$

$$M_{11} = 31.97 \text{ kg}$$

ANEXO F DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

1. Refinación de aceite

El cálculo de volumen de todos los tanques se llevó a cabo según el caudal de entrada y el tiempo de residencia del aceite, siguiendo la ecuación 5. El dimensionamiento de equipos de mezcla TK-2, TK-4 y TK-5 se llevó a cabo siguiendo la ecuación volumétrica para cilindros (ecuación 3), más un factor mínimo de seguridad del 20%, con la ya mencionada heurística $2D=H$.

Las dimensiones de los tanques TK-3 y TK-6 viene dada por el proveedor, partiendo del volumen previamente calculado con su flujo y tiempo de retención.

- Para TK2

$$t = 1$$

$$\text{Caudal másico } (W) = 100.2 \text{ kg/h}$$

$$\text{Densidad de aceite } (\rho) \text{ a } 80\text{C}^\circ = 875 \text{ kg/m}^3$$

$$Q = \frac{W}{\rho}$$

$$Q = \frac{100.2}{875}$$

$$Q = 3.1809 * 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V = \tau * Q$$

$$V = (1 * 60) * 3.1809 * 10^{-5}$$

$$V = 1.9085 * 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$V = 1.9085 * 10^{-3} \text{ m}^3 * \frac{1000\text{L}}{1\text{m}^3} * 1.20$$

$$V = 2.3\text{L}$$

Por adecuación de lo estandarizado comercialmente, se tomó como volumen 3L para este depósito.

$$V = \frac{\pi}{4} * D^2 * 2D$$

$$V = \frac{\pi}{2} * D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 * V}{\pi}}$$

123

$$D = 3 \sqrt{\frac{2 * 0.003m^3}{\pi}}$$

$$D = 0.124 \text{ m}$$

$$h = 0.248 \text{ m}$$

- Para TK3

$$t = 10min$$

$$\text{Caudal másico (W)} = 100.2kg/h$$

$$\text{Densidad de aceite } (\rho) \text{ a } 80C^{\circ} = 875kg/m^3$$

$$Q = \frac{W}{3600}$$

$$Q = \frac{\rho}{3600} \frac{100.2}{875}$$

$$Q = 3.1809 * 10^{-5} m^3/s$$

$$V = \tau * Q$$

$$V = (10 * 60) * 3.1809 * 10^{-5}$$

$$V = 0.019085m^3$$

$$V = 0.019085m^3 * \frac{1000L}{1m^3} * 1.25$$

$$V = 24L$$

- Para TK4

$$t = 15min$$

$$\text{Caudal másico (W)} = 98.89kg/h$$

$$\text{Densidad de aceite } (\rho) \text{ a } 70C^{\circ} = 880kg/m^3$$

$$Q = \frac{W}{3600}$$

$$Q = \frac{98.89}{3600} \frac{1}{880}$$

$$Q = 3.12153 * 10^{-5} m^3/s$$

$$V = \tau * Q$$

$$V = (15 * 60) * 3.1809 * 10^{-5}$$

$$V = 0.0281 m^3$$

$$V = 0.0281 m^3 * \frac{1000L}{1m^3} * 1.20$$

$$V = 34L$$

$$V = \frac{\pi}{4} * D^2 * 2D$$

$$V = \frac{\pi}{2} * D^3$$

$$D = 3 \sqrt{\frac{2 * V}{\pi}}$$

$$D = 3 \sqrt{\frac{2 * 0.034 m^3}{\pi}}$$

$$D = 0.279 m$$

$$h = 0.557 m$$

- Para TK5

$$t = 1$$

$$\text{Caudal másico (W)} = 93.616 kg/h$$

$$\text{Densidad de aceite } (\rho) \text{ a } 60C^\circ = 885 kg/m^3$$

$$Q = \frac{W}{\rho}$$

$$Q = \frac{93.616}{885}$$

$$Q = 2.9383 * 10^{-5} m^3/s$$

$$V = \tau * Q$$

$$V = (1 * 60) * 2.9383 * 10^{-5}$$

$$V = 1.7631 * 10^{-3} m^3$$

$$V = 1.7635 * 10^{-3} m^3 * \frac{1000L}{1m^3} * 1.20$$

$$V = 2.1L$$

Por adecuación de lo estandarizado comercialmente, se tomó como volumen 3L para este depósito

$$V = \frac{\pi}{4} * D^2 * 2D$$

$$V = \frac{\pi}{2} * D^3$$

$$D = 3 \sqrt{\frac{2 * V}{\pi}}$$

$$D = 3 \sqrt{\frac{2 * 0.003 m^3}{\pi}}$$

$$D = 0.124 m$$

$$h = 0.248 m$$

- Para TK6

$$t = 15min$$

$$Caudal másico (W) = 93.616kg/h$$

$$Densidad de aceite (\rho) a 60C^\circ = 885kg/m^3$$

$$Q = \frac{W}{\rho}$$

$$Q = \frac{93.616}{885}$$

$$Q = 2.9383 * 10^{-5} m^3/s$$

$$V = \tau * Q$$

$$V = (15 * 60) * 2.9383 * 10^{-5}$$

$$V = 0.026445 m^3$$

$$V = 0.019085 m^3 * \frac{1000L}{1m^3} * 1.25$$

$$V = 34L$$

1. Producción de biodiesel

- Almacenamiento biodiesel

La producción diaria de biodiesel fue establecida como el volumen del tanque. Este corresponde a 0.458 m^3 . Se manejó un factor de seguridad del 20%.

$$V \text{ tanque} = V \text{ entrada} * \text{Factor de Seguridad}$$

$$V \text{ tanque} = 458 L * (1.20)$$

$$V \text{ tanque} = 550 L$$

$$V \text{ tanque} = 0.550 \text{ m}^3$$

Como el tanque será cilíndrico el volumen es igual a:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 h$$

Y conociendo la relación:

$$\frac{h}{D} = 2$$

Se determinaron las dimensiones del tanque:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 * (2D)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2(0.55 \text{ m}^3)}{\pi}}$$

$$D = 0.705 \text{ m}$$

$$h = 1.41 \text{ m}$$

- Almacenamiento glicerina

La producción diaria de glicerina fue establecida como el volumen del tanque. Este corresponde a 0.2 m³. Se manejó un factor de seguridad del 20%.

$$V_{\text{tanque}} = V_{\text{entrada}} * \text{Factor de Seguridad}$$

$$V_{\text{tanque}} = 200 \text{ L} * (1.20)$$

$$V_{\text{tanque}} = 240 \text{ L}$$

$$V_{\text{tanque}} = 0.240 \text{ m}^3$$

Como el tanque será cilíndrico el volumen es igual a:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 h$$

Y conociendo la relación:

$$\frac{h}{D} = 2$$

Se determinaron las dimensiones del tanque:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 * (2D)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2(0.240 \text{ m}^3)}{\pi}}$$

$$D = 0.54 \text{ m}$$

$$h = 1.07 \text{ m}$$

- Unidad de mezclado

En esta unidad se produce el metóxido. El volumen establecido es la cantidad de metanol y KOH que se van a mezclar por hora. Teniendo en cuenta que se lleva a cabo una reacción, el factor de seguridad fue del 70%. El volumen de entrada es de 0.028 m³.

$$V_{\text{tanque}} = V_{\text{entrada}} * \text{Factor de Seguridad}$$

$$V \text{ tanque} = 28.17 \text{ L} * (1.70)$$

$$V \text{ tanque} = 47.89 \text{ L}$$

$$V \text{ tanque} = 0.048 \text{ m}^3$$

Como el tanque será cilíndrico el volumen es igual a:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 h$$

Y conociendo la relación:

$$\frac{h}{D} = 2$$

Se determinaron las dimensiones del tanque:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 * (2D)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2(0.048 \text{ m}^3)}{\pi}}$$

$$D = 0.31 \text{ m}$$

$$h = 0.63 \text{ m}$$

- Reactor

Se determinó que el reactor tendrá la capacidad de producir un lote, entonces el volumen del lote corresponde al volumen de entrada al reactor. El volumen del lote es de 228 L.

$$V \text{ tanque} = 0.23 \text{ m}^3$$

Como el tanque será cilíndrico el volumen es igual a:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 h$$

Y conociendo la relación:

$$\frac{h}{D} = 2$$

Se determinaron las dimensiones del tanque:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 * (2D)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2(0.23 \text{ m}^3)}{\pi}}$$

$$D = 0.53 \text{ m}$$

$$h = 1.05 \text{ m}$$

- Tanque de lavado

En este tanque se considera el flujo de salida del reactor calculado en el anexo E y la cantidad de agua que será utilizada (corrientes M7 y M8). Se usó un factor de seguridad del 20%. El volumen de entrada fue de 0.041 m^3 .

$$V_{\text{tanque}} = V_{\text{entrada}} * \text{Factor de Seguridad}$$

$$V_{\text{tanque}} = 41.6 \text{ L} * (1.20)$$

$$V_{\text{tanque}} = 49.92 \text{ L}$$

$$V_{\text{tanque}} = 0.050 \text{ m}^3$$

Como el tanque será cilíndrico el volumen es igual a:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 h$$

Y conociendo la relación:

$$\frac{h}{D} = 2$$

Se determinaron las dimensiones del tanque:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 * (2D)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2(0.05 \text{ m}^3)}{\pi}}$$

$$D = 0.32 \text{ m}$$

$$h = 0.63 \text{ m}$$

**ANEXO G
FLUJO DE CAJA**

| | Año | | | | | | | | | | |
|-----------------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| Ingresos | | \$ 503.35 | \$ 513.41 | \$ 523.68 | \$ 534.16 | \$ 544.84 | \$ 555.74 | \$ 566.85 | \$ 578.19 | \$ 589.75 | \$ 601.55 |
| Costos fijos | | -\$ 138.81 | -\$ 138.81 | -\$ 138.81 | -\$ 138.81 | -\$ 138.81 | -\$ 138.81 | -\$ 138.81 | -\$ 138.81 | -\$ 138.81 | -\$ 138.81 |
| Costos variables | | -\$ 172.33 | -\$ 175.78 | -\$ 179.29 | -\$ 182.88 | -\$ 186.54 | -\$ 190.27 | -\$ 194.07 | -\$ 197.95 | -\$ 201.91 | -\$ 205.95 |
| Intereses (10%) | | -\$ 43.53 | -\$ 39.18 | -\$ 34.82 | -\$ 30.47 | -\$ 26.12 | -\$ 21.77 | -\$ 17.41 | -\$ 13.06 | -\$ 8.71 | -\$ 4.35 |
| Depreciación | | -\$ 53.34 | -\$ 53.34 | -\$ 53.34 | -\$ 53.34 | -\$ 53.34 | -\$ 53.34 | -\$ 53.34 | -\$ 53.34 | -\$ 53.34 | -\$ 53.34 |
| Utilidad gravable | | \$ 95.34 | \$ 106.31 | \$ 117.42 | \$ 128.66 | \$ 140.03 | \$ 151.55 | \$ 163.22 | \$ 175.03 | \$ 186.98 | \$ 199.10 |
| Imporrenta (33%) | | -\$ 31.46 | -\$ 35.08 | -\$ 38.75 | -\$ 42.46 | -\$ 46.21 | -\$ 50.01 | -\$ 53.86 | -\$ 57.76 | -\$ 61.70 | -\$ 65.70 |
| Utilidad neta | | \$ 63.88 | \$ 71.23 | \$ 78.67 | \$ 86.20 | \$ 93.82 | \$ 101.54 | \$ 109.36 | \$ 117.27 | \$ 125.28 | \$ 133.40 |
| Depreciación | | \$ 53.34 | \$ 53.34 | \$ 53.34 | \$ 53.34 | \$ 53.34 | \$ 53.34 | \$ 53.34 | \$ 53.34 | \$ 53.34 | \$ 53.34 |
| Flujo operativo | | \$ 117.22 | \$ 124.57 | \$ 132.01 | \$ 139.54 | \$ 147.16 | \$ 154.88 | \$ 162.70 | \$ 170.61 | \$ 178.62 | \$ 186.74 |
| Inversión | -\$ 533.39 | | | | | | | | | | |
| Préstamo | \$ 300.00 | -\$ 73.53 | -\$ 69.18 | -\$ 64.82 | -\$ 60.47 | -\$ 56.12 | -\$ 51.77 | -\$ 47.41 | -\$ 43.06 | -\$ 34.71 | -\$ 34.35 |
| FC con financiamiento | -\$ 233.39 | \$ 43.69 | \$ 55.39 | \$ 67.19 | \$ 79.07 | \$ 91.04 | \$ 103.11 | \$ 115.29 | \$ 127.55 | \$ 143.91 | \$ 152.39 |

| | |
|-----|---------|
| VPN | 84.0763 |
| TIR | 29% |

**ANEXO H
COTIZACIÓN EQUIPOS**



Palmira - Colombia, septiembre 29 de 2019.

Señores:

Comercializadora y productora Todo Pez S.A.S y comercializadora Alfa Pez.

Asunto: Oferta para suministro de equipos para producción de biodiesel.

Estimados señores

DIDACONTROL S.A.S se complace en presentarles la oferta técnico comercial **No. 0307-2019** orientada a brindar el suministro de acuerdo al alcance presentado.

Esperamos que nuestra oferta sea de su completa conveniencia y quedamos a sus órdenes para atender cualquier requerimiento o aclaración que fuese por usted(es) requerida.

Propuesta

La oferta brinda un proceso seguro, confiable y robusto para la obtención de biodiesel, de acuerdo a los equipos requeridos, estos se construyen en acero inoxidable 304, con acabado satinado, el calentamiento de los equipos que lo requieren se da con el uso de resistencias eléctricas, los equipos se aíslan con manta mineral, al igual que se utilizan motorreductores con variador de velocidad para los procesos de mezclado y agitación, se incluye el suministro del sistema eléctrico y una estructura para integrar y dar soporte a los equipos de menor volumen, los equipos cuentan con mirilla para visualización del nivel y volumen.

Tabla 1. Listado de componentes del sistema y costos asociados

| PRODUCCIÓN DE BIODIESEL | | | | | |
|--------------------------------|--------------------------|------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------------|--------------------|
| ITEM | EQUIPO | VOL | CARACTERÍSTICAS | CANT | VALOR TOTAL |
| 1 | Tanque de almacenamiento | 34 L | Almacenamiento metanol Temperatura ambiente, válvula de descarga | 1 | \$ 6.974.600 |
| 2 | Tanque de almacenamiento | 550 L | Almacenamiento biodiesel. Temperatura ambiente, válvula de descarga | 1 | \$ 18.975.000 |
| 3 | Tanque de almacenamiento | 240 L | Almacenamiento glicerina Temperatura ambiente, válvula de descarga | 1 | \$ 13.436.150 |
| 4 | Tanque de mezcla | 50L | Mezcla de metanol y KOH. Agitación de 700RPM. Temperatura de operación 40°C, válvula de descarga | 1 | \$ 19.760.000 |
| 5 | Reactor | 230L | Reacción de aceite con metanol+KOH. Reacción a 60°C, agitación de 600RPM. Espesor de lámina 0,08 in, con aislamiento, válvula de descarga | 1 | \$ 44.845.200 |
| 6 | Tanque de mezcla | 54 L | Mezcla de biodiesel y agua tibia, con sistema de agitación y calentamiento, válvula de descarga | 1 | \$ 19.983.500 |
| 7 | Estructura | N/A | Estructura de soporte para integrar los equipos | 1 | \$ 7.850.000 |

DIDACONTROL S.A.S.

Sede Palmira: Carrera 30A # 42- 35 Tel: (032) 2744394
Sede Cali: Calle 62 Norte # 2CN - 95 Barrio los Álamos. Tel: (032) 3766047 - Colombia



| REFINAMIENTO DEL BODIESEL | | | | | |
|---------------------------|---------------------------------|-------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------|--------------|
| ITEM | EQUIPO | VOL | CARACTERÍSTICAS | CANT | VALOR TOTAL |
| 1 | Tanque de mezcla | 3L | Mezcla de ácido fosfórico y aceite. Temperatura de operación 80°C. Agitador estático, con mirilla de nivel, sistema de calentamiento mediante resistencias eléctricas, válvula de descarga, integrado en 1 estructura, con aislamiento | 1 | \$ 8.790.000 |
| 2 | Tanque de mezcla | 3L | Mezcla de agua y aceite. Temperatura de operación 60°C, con mirilla de nivel, sistema de calentamiento mediante resistencias eléctricas, tapa clamp, válvula de descarga, integrado en estructura, con aislamiento | 1 | \$ 6.980.000 |
| 3 | Tanque de mezcla | 34L | Mezcla de NaOH y aceite. Temperatura de operación 70°C. 80 RPM, con mirilla de nivel, sistema de calentamiento mediante resistencias eléctricas, con tapa, válvula de descarga, integrado en estructura, con aislamiento | 1 | \$16.790.500 |
| 4 | Tanque de almacenamiento | 1000L | Almacenamiento aceite. Temperatura ambiente, válvula de descarga | 1 | \$26.125.000 |
| 5 | Tanque de almacenamiento | 960L | Almacenamiento aceite refinado. Temperatura ambiente, válvula de descarga | 1 | \$25.465.000 |
| 6 | Tanque de fondo cónico | 24 L | Mezcla de agua, aceite y ácido. Temperatura de operación: 80°C. Agitación 90 RPM. Con mirilla de nivel, válvula de descarga | 1 | \$15.950.000 |
| 7 | Tanque de fondo cónico | 32 L | Mezcla de agua y aceite. Temperatura de operación 60°C. Con mirilla de nivel | 1 | \$12.250.000 |
| 8 | Secador para aceite y biodiesel | 75 L | Para secado de aceite y biodiesel, con condensador, sistema de generación de vacío, calentamiento hasta 95°C mediante resistencias eléctricas, con control de temperatura, aislamiento y válvula de descarga | 1 | \$39.967.400 |

DIDACONTROL S.A.S.

Sede Palmira: Carrera 30A # 42- 35 Tel: (032) 2744394
 Sede Cali: Calle 62 Norte # 2CN – 95 Barrio los Álamos. Tel: (032) 3766047 - Colombia



| | | | | | |
|----|-------------------------------------------------------------|-------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|---|--------------|
| 9 | Torre de enfriamiento | 100 L | Para el agua requerida en el condensador del secador, con motobomba de recirculación con carcasa en acero inoxidable | 1 | \$15.380.000 |
| 10 | Transporte, documentación, pólizas y acompañamiento técnico | N/A | Transporte para entrega al cliente, pólizas requeridas para el contrato, datasheet de equipos, acompañamiento técnico | 1 | \$10.350.400 |

Total antes de IVA: \$ 309.872.750

CONDICIONES COMERCIALES:

SITIO DE ENTREGA:

En las instalaciones del cliente.

GARANTIA:

12 meses bajo el uso adecuado, cumpliendo con las recomendaciones dadas por parte del fabricante.

DURACIÓN DE LA OFERTA.

30 días contados a partir de la fecha.

TIEMPO DE ENTREGA

14 semanas contadas a partir de recibo del anticipo.

CONDICIONES DE PAGO

Anticipo del 50% al iniciar, pago del 30% cuando el equipo se vaya a entregar, el restante 20% al terminar las pruebas y recibir a satisfacción.

Agradezco su apoyo y quedo atento a los comentarios.

DIDACONTROL S.A.S.

Sede Palmira: Carrera 30A # 42- 35 Tel: (032) 2744394
Sede Cali: Calle 62 Norte # 2CN – 95 Barrio los Álamos. Tel: (032) 3766047 - Colombia

ANEXO I CONSUMO ENERGÉTICO

| Equipo | T entrada(C°) | T salida (C°) | Qrequerido (KJ) | Potencia diaria (W) | Potencia kW | Tiempo operación por día (h) | Energía consumida (kWh/día) |
|--------------------|---------------|---------------|-----------------|---------------------|----------------|------------------------------|-----------------------------|
| TK-3 | 25 | 80 | 10615 | 2948,611 | 2,949 | 6 | 17,692 |
| TK-4 | 60 | 70 | 1908,577 | 530,160 | 0,530 | 6 | 3,181 |
| Evaporador | 60 | 105 | 6600,6 | 1833,500 | 1,834 | 12 | 22,002 |
| Unidad de mezclado | 25 | 40 | 868,53 | 241,258 | 0,241 | 2 | 0,483 |
| Reactor | 30 | 60 | 3396,876 | 943,577 | 0,944 | 3 | 2,831 |
| Agitador 1 | 1/2 HP | | | 358,423 | 0,358 | 6 | 2,151 |
| Agitador 2 | | | | 358,423 | 0,358 | 6 | 2,151 |
| Agitador 3 | | | | 358,423 | 0,358 | 6 | 2,151 |
| Agitador 4 | | | | 358,423 | 0,358 | 1 | 0,358 |
| Agitador 5 | | | | 358,423 | 0,358 | 3 | 1,075 |
| Bomba refinación | 1 HP | | | 716,846 | 0,717 | 6 | 4,301 |
| Bomba producción | | | | 716,846 | 0,717 | 2,5 | 1,792 |
| | | | | | CONSUMO DIARIO | | 60,166 |
| | | | | | CONSUMO ANUAL | | 20456,566 |

| | |
|--------------|------|
| cp aceite | 1,93 |
| cp biodiesel | 1,96 |
| cp metanol | 2,62 |
| cp glicerina | 2,51 |

