

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

**DISEÑO DE UN REACTOR TIPO BATCH PARA LA OBTENCIÓN DE
BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE DE RICINO (*Ricinus communis*)**

PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO QUÍMICO

NELSON ALFREDO LOMBEIDA LINCANGO

nelson_lombeida@hotmail.com

DIRECTOR: ING. JORGE MARCELO ALBUJA TORRES

marcelo.albuja.epn.edu.ec

CO-DIRECTOR: ING. SEBASTIÁN ANIBAL TACO VAZQUES, Ph.D.

sebrisco@hotmail.com

Quito, Enero 2015

© Escuela Politécnica Nacional 2015
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Nelson Alfredo Lombeida Lincango, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Nelson Alfredo Lombeida Lincango

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Nelson Alfredo Lombeida Lincango, bajo mi supervisión.

Ing. Marcelo Albuja
DIRECTOR DEL PROYECTO

Ing. Sebastián Taco, Ph.D.
CODIRECTOR DEL PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a mis padres quienes con su esfuerzo, amor y dedicación hicieron de mí el hombre que soy.

A mí mami, me faltaría vida para agradecerle todo lo que ha hecho por mí; su amor, comprensión, apoyo incondicional; sin ella no podría haber llegado donde estoy, todo su esfuerzo por fin dio frutos, finalmente agradezco a la vida por tener como madre a esta maravillosa mujer.

A mi papi por sus consejos, por enseñarme que la vida nunca es fácil pero siempre hay que ser fuerte y salir adelante, de igual manera agradezco profundamente todo su apoyo, cariño y enseñanzas.

Agradezco a unos grandes maestros, ejemplos de ingenieros y personas, al Ing. Marcelo Albuja por haberme dado la oportunidad de desarrollar este proyecto bajo su guía y dirección y al Ing. Oswaldo Proaño por su ayuda y por continuar con las ganas de enseñar, compartir su conocimiento y experiencia con nosotros.

A la Ing. Lorena Jaramillo y al Ing. Sebastián Taco por su completa colaboración y ayuda para la realización de este proyecto.

Agradezco a los amigos que me han acompañado a lo largo de este arduo camino: Huguito, Danilo, Rody, Santi, Tefi, Charli, Christopher, Klever, David, sin ustedes la "Poli" no hubiese tenido el significado que ahora tiene para mí; cuantas experiencias y momentos inolvidables a su lado, gracias por ello, todos una segunda familia. Y como olvidar a Viviana, la universidad me permitió conocerte, mi amor, mi compañera este logro también es tuyo.

Agradezco a todas aquellas personas que formaron y aún forman parte de mi etapa colegial: Jocsi, Byron, Patricio, Mono, Orozco, Gabito, Quelal, Paz, Víctor, Toni, Alomotico, Daniel; un sinnúmero de experiencias junto a ustedes más que amigos hermanos. Como no agradecer a mi querido colegio, el "Instituto Nacional Mejía" por su formación académica y de vida, y al lema que más de una vez me inspiró a levantarme y continuar hacia adelante "*Per Aspera Ad Astra*".

A lo largo del camino nos encontramos con personas que sin duda influyen de una u otra manera en nuestras vidas, comparten momentos, experiencias y llegan a formar parte de nosotros: Wilson, Pierina, Ivonne, Pao, Lorena, Santiago, Adán, Javier gracias por formar parte de la mía.

Finalmente gracias a la vida porque cada día representa una nueva experiencia y oportunidad de conocimiento.

DEDICATORIA

Dedico este trabajo a mis padres que sin todo su incondicional apoyo no podría ver cumplida esta meta.

No puedo decir cuánto los admiro, quiero y respeto, ambos son un ejemplo para mí y mi hermana, siéntanse orgullosos y contentos, su trabajo como padres está completo, este logro también es para ustedes y espero algún día ser tan buen padre como lo han sido para nosotros.

A mi mami, la vida no pudo darme una madre más amorosa y dedicada.

A mi papi, un hombre en todo el sentido de la palabra un ejemplo a seguir.

A mi hermana, a quien la quiero con todo el corazón y sin duda siempre estaré a su lado.

A un pedacito de cielo, Amy mi querida sobrina, espero que algún día entiendas todo el amor y cariño que despertaste en mí, ten por seguro que nunca te dejaré sola y estaré para cuidarte siempre.

A Viviana, mi amor, a lo largo de nuestra vida universitaria, pasamos momentos buenos y malos, siempre nos apoyamos, estuvimos juntos y más que amiga compañera de vida en este caminar. Me ayudaste a crecer como persona, y estuviste a mi lado cuando te necesite, nunca podré dejar de agradecerte todo lo que hiciste por mí y este logro sin duda es tuyo.

ÍNDICE DE CONTENIDO

	PÁGINA
RESUMEN	xi
INTRODUCCIÓN	xiii
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1 Producción de aceite de ricino	1
1.1.1 La planta de ricino	1
1.1.1.1 Descripción botánica de la planta	1
1.1.1.2 Toxicidad de la planta de ricino	2
1.1.1.3 Semilla de ricino	3
1.1.1.4 Propiedades físico químicas del aceite de ricino	4
1.1.1.5 Aplicaciones y usos del aceite de ricino	5
1.1.1.6 Producción de aceite de ricino en el Ecuador	6
1.1.2 Métodos de extracción y refinación de aceite	7
1.1.2.1 Métodos físicos	7
1.1.2.1.1 Prensado	7
1.1.2.1.2 Extrusión	7
1.1.2.2 Extracción con solventes	8
1.1.2.3 Extracción por ultrasonido	9
1.1.2.4 Extracción enzimática	9
1.2 Procesos de obtención de biodiesel	10
1.2.1 Biodiesel	10
1.2.1.1 Materias primas	11
1.2.1.2 Propiedades físico químicas y normativa del biodiesel	12
1.2.1.3 Ventajas e inconvenientes de la producción de biodiesel	13
1.2.1.3.1 Ventajas	13
1.2.1.3.2 Desventajas	13
1.2.2 Factores que afectan la reacción de transesterificación	13
1.2.2.1 Tipo de alcohol en el proceso de transesterificación	13
1.2.2.2 Temperatura de reacción	14
1.2.2.3 Velocidad de agitación	14
1.2.2.4 Tiempo de reacción	14

1.2.2.5	Ácidos grasos libres y contenido de agua	15
1.2.2.6	Concentración y tipo de catalizador	15
1.2.2.6.1	Catálisis homogénea alcalina	15
1.2.2.6.2	Catálisis homogénea ácida	15
1.2.2.6.3	Catálisis enzimática	16
1.2.2.6.4	Catálisis heterogénea	16
1.2.3	Métodos de transesterificación no convencionales	16
1.2.3.1	Transesterificación con co-solventes.	16
1.2.3.2	Transesterificación mediante ultrasonido	17
1.2.3.3	Transesterificación mediante microondas	17
1.2.3.4	Transesterificación en condiciones supercríticas	18
1.3	Párametros para el diseño del reactor tipo batch	18
1.3.1	Especificaciones de diseño	18
1.3.1.1	Presión de diseño	18
1.3.1.2	Temperatura de diseño	18
1.3.1.3	Materiales	18
1.3.1.4	Esfuerzo máximo permitido	19
1.3.1.5	Eficiencia de soldadura	19
1.3.1.6	Corrosión permisible	19
1.3.1.7	Cargas de diseño	19
1.3.1.8	Espesor mínimo de pared	20
1.3.2	Tanques agitados	20
1.3.3	Tipos de fondos y fondos	22
1.3.4	Agitación	23
2.	PARTE EXPERIMENTAL	25
2.1	Extracción y caracterización del aceite de ricino	26
2.1.1	Caracterización de la semilla	26
2.1.2	Extracción hidráulica y con solventes	27
2.1.3	Acondicionamiento y caracterización del aceite	28

2.2	Determinación del efecto de la relación alcohol: aceite de ricino y peso de catalizador en el rendimiento del proceso de transesterificación para la obtención de biodiesel	29
2.2.1	Transesterificación catalítica	29
2.2.2	Purificación de biodiesel obtenido	31
2.3	Caracterización del biodiesel obtenido	32
2.3.1	Cuantificación de la fase glicérica	32
2.3.2	Purificación del biodiesel	33
2.4	Diseño del reactor tipo batch	33
2.5	Evaluación del costo aproximado de la obtención de 1 l de biodiesel	35
3.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	36
3.1	Extracción y caracterización de la semilla y aceite de ricino	36
3.1.1	Caracterización de la semilla de ricino	36
3.1.2	Extracción hidráulica y con solventes	37
3.1.3	Acondicionamiento y caracterización del aceite de ricino	39
3.2	Determinación del rendimiento del proceso de transesterificación para la obtención de biodiesel	43
3.2.1	Transesterificación catalítica	43
3.2.1.1	Determinación de la influencia de las variables empleadas en el proceso de transesterificación catalítica	47
3.2.1.2	Optimización del modelo	54
3.2.1.3	Espectro de absorción infrarroja del biodiesel obtenido para el nivel óptimo	56
3.2.2	Caracterización del biodiesel obtenido	57
3.3	Diseño del reactor batch	62
3.3.1	Descripción del funcionamiento del reactor y equipos auxiliares	63
3.3.2	Dimensionamiento del reactor y equipos auxiliares	67
3.3.3	Dimensionamiento del sistema de agitación para el reactor batch y tanque de metóxido	69
3.3.4	Dimensionamiento del sistema de transferencia de calor	70

3.4	Análisis económico del proceso	71
3.4.1	Evaluación preliminar del costo de producción por litro de biodiesel	71
3.4.1.1	Costos de producción	72
3.1.1.1	Inversión	73
4.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	77
4.1	Conclusiones	77
4.2	Recomendaciones	79
	BIBLIOGRAFÍA	80
	ANEXO	90

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1.	Composición porcentual de la semilla de ricino	4
Tabla 1.2.	Composición de ácidos grasos del aceite de ricino	5
Tabla 1.3.	Características físico químicas del aceite de ricino	5
Tabla 1.4.	Principales reacciones del aceite de ricino	6
Tabla 1.5.	Materias primas para producción de biodiesel	11
Tabla 1.6.	Comparación entre normas ASTM D 6751 e INEN 2482	12
Tabla 2.1	Parámetros evaluados en el biodiesel obtenido	32
Tabla 3.1.	Resultado de la caracterización de la semilla de ricino	36
Tabla 3.2.	Rendimiento del proceso de extracción hidráulica y por solventes de aceite de ricino	37
Tabla 3.3.	Resultados de la caracterización química del aceite de ricino extraído por prensado hidráulico y extracción con solventes.	38
Tabla 3.4.	Resultados de la caracterización físico química del aceite de ricino extraído y acondicionado	40
Tabla 3.5.	Rendimiento del proceso de transesterificación para cada tratamiento realizado	47
Tabla 3.6.	Porcentaje promedio de glicerina total libre y ligada en la fase glicérica obtenida en el proceso de transesterificación catalítica	53

Tabla 3.7.	Condiciones óptimas para maximizar el rendimiento de la reacción	55
Tabla 3.8.	Parámetros considerados para el proceso de transesterificación catalítica a partir de 250 ml de aceite de ricino para la obtención de biodiesel	57
Tabla 3.9.	Resultados de la caracterización del biodiesel obtenido	58
Tabla 3.10.	Nomenclatura de equipos del proceso de transesterificación	67
Tabla 3.11.	Dimensiones de los equipos para el proceso de transesterificación	67
Tabla 3.12.	Valores de diseño para los equipos del proceso de transesterificación	68
Tabla 3.13.	Dimensionamiento del sistema de agitación para el reactor y tanque de metóxido de sodio para una velocidad de rotación de 200 rpm	69
Tabla 3.14.	Especificaciones de la resistencia eléctrica para el reactor y tanque de biodiesel	71
Tabla 3.15.	Datos Generales de la producción de biodiesel de ricino en un año	72
Tabla 3.16.	Costos de producción	73
Tabla 3.17.	Requerimiento de materias primas y servicios industriales	73
Tabla 3.18.	Factores para el cálculo de costos sobre la inversión de equipos	74
Tabla 3.19.	Inversión en Equipos	75
Tabla 3.20.	Costos directos, costos indirectos e inversión fija	75
Tabla AIII.1.	Variables aplicadas en el proceso del transesterificación	101
Tabla AIII.2.	Reactivos empleados para cada tratamiento y cantidad de biodiesel obtenido	102

Tabla AV.1. Especificaciones técnicas del reactor batch R-101	106
Tabla AV.2. Especificaciones técnicas del tanque de metóxido TK-101	107
Tabla AV.3. Especificaciones técnicas del tanque de biodiesel TK-102	108
Tabla AVI.1. Significado de las abreviaturas utilizadas en el presente trabajo	109
Tabla AVI.2. Especificaciones del tubo de $\frac{1}{2}$ in cedula 80	126

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1.	Planta de ricino	1
Figura 1.2.	Clasificación taxonómica de la planta de ricino	2
Figura 1.3.	Semillas de ricino utilizadas en la experimentación	3
Figura 1.4.	Estructura molecular del ácido ricinoleico	4
Figura 1.5.	Descripción y funcionamiento del extractor Soxhlet	8
Figura 1.6.	Esquema de un reactor enchaquetado con agitación	21
Figura 1.7.	Esquema de un recipiente con agitador disco turbina	21
Figura 1.8.	Tapa plana	22
Figura 1.9.	Cabezal Torisférico	22
Figura 1.10.	Cabeza tipo semielíptico	23
Figura 1.11.	Tapa semiesférica	23
Figura 1.12.	Patrones de flujo. (a) Flujo axial. (b) Flujo radial	23
Figura 2.1.	Diagrama de procesos para el acondicionamiento del aceite	28
Figura 2.2	Parámetros físico-químicos para la caracterización del aceite de ricino	29
Figura 2.3	Variables experimentales para la evaluación del rendimiento de la reacción de transesterificación	30
Figura 2.4.	Algoritmo del procedimiento general para el diseño de reactores	34
Figura 3.1.	Aceite de ricino extraído mediante el proceso de prensado hidráulico	38

Figura 3.2.	Muestra de aceite de ricino obtenida luego de la etapa de acondicionamiento	40
Figura 3.3.	Fotografías de los productos obtenidos para los tratamientos T1 y T2	45
Figura 3.4.	Fotografías de los productos obtenidos para los tratamientos T3 y T4	45
Figura 3.5.	Fotografías de los productos obtenidos para los tratamientos T5 y T6	46
Figura 3.6.	Diagrama de Pareto para efectos estandarizados de las variables experimentales sobre el rendimiento de la reacción de transesterificación del aceite de ricino	48
Figura 3.7.	Efecto de las variables sobre el rendimiento del proceso de transesterificación del aceite de ricino	49
Figura 3.8.	Interacción entre la relación molar metanol respecto a aceite de ricino y la cantidad de catalizador.	50
Figura 3.9.	Interacción entre la cantidad de catalizador y la relación molar de metanol respecto a aceite de ricino.	50
Figura 3.10.	Gráfico de medias del rendimiento respecto a la cantidad de catalizador	51
Figura 3.11.	Gráfico de medias del rendimiento respecto a la a la relación molar metanol aceite de ricino	52
Figura 3.12.	Superficie de respuesta del efecto de la cantidad de metanol y catalizador en el rendimiento de la reacción de transesterificación	55
Figura 3.13.	Comparación del espectro de absorción infrarroja del biodiesel de ricino del tratamiento T6 con el estándar	56
Figura 3.14.	Muestra de biodiesel purificada	57

Figura 3.15. Diagrama de proceso para la elaboración de biodiesel a partir de aceite de ricino	65
Figura 3.16. Diagrama de flujo del proceso de transesterificación para la obtención de biodiesel	66
Figura AI.1. Diagrama de flujo del proceso de transesterificación para la obtención de biodiesel	
Figura AVI.1. Esquema del sistema de agitación	116
Figura AVI.2. Diagrama para la determinación del número de potencia en función del número de Reynolds y el tipo de agitador	121
Figura AVI.3. Esquema para la determinación de la potencia de la bomba	124

ÍNDICE DE ANEXOS

ANEXO I	
Procedimiento experimental seguido en el presente proyecto	91
ANEXO II	
Normas para la caracterización del aceite de ricino	92
ANEXO III	
Diseño experimental aplicada en el presente proyecto	101
ANEXO IV	
Determinación de la cantidad de glicerina total, libre y ligada	103
ANEXO V	
Especificaciones técnicas de los equipos	106
ANEXO VI	
Memoria de cálculos para el diseño del reactor batch	109
ANEXO VII	
Costo de producción	131

RESUMEN

El actual proyecto se enfocó en el estudio del efecto de la relación molar metanol a aceite y concentración de hidróxido de potasio en el rendimiento del proceso de transesterificación en la obtención de biodiesel a partir de aceite de semillas silvestres recolectadas en quebradas aledañas a las afueras de Quito.

Se determinó que las semillas de ricino recolectadas contenían: 43,26 % de aceite, 21,97 % de proteína, 26,12 % de carbohidratos, entre otros.

Posteriormente se realizó la extracción del aceite. El proceso de extracción se desarrolló en dos etapas, mediante una extracción mecánica y extracción con solventes en la torta residual de la primera etapa. Se recuperó 78,7 g de aceite. El rendimiento global del proceso de extracción fue del 90,96 % respecto al contenido de aceite en la semilla

Una vez extraído el aceite se determinaron sus propiedades físicas y químicas para evaluar su calidad. De lo que se obtuvieron los siguientes resultados: densidad 0,961 g/ml, viscosidad dinámica 950 cP, índice de refracción 1,4793, acidez 0,45 mg KOH/g aceite, índice de yodo 87cg I/ g aceite, índice de saponificación 183 mg KOH/g aceite, insaponificable 0,69 %W, rancidez 1,04 meq. O₂/kg aceite y humedad 0,136 %W.

Para la evaluación del rendimiento del proceso de transesterificación se aplicó un diseño factorial mixto 2 x 3 en el que las variables de operación fueron la concentración de catalizador y relación molar metanol a aceite respectivamente, se fijaron la temperatura y la velocidad de agitación en 50 °C y 200 rpm.

Se determinó que se obtiene un rendimiento máximo de 91,81 % con el tratamiento T6, al aumentar la relación molar y la concentración de catalizador.

El metanol es el factor más influyente en la reacción de transesterificación.

La evaluación de la calidad de biodiesel como combustible se realizó en referencia a varios parámetros establecidos en la norma INEN 2482:2009.

Una vez determinadas las condiciones de operación con las cuales se obtuvo un mayor rendimiento, se procedió al diseño de un reactor tipo batch de 100 L de capacidad, cuyas dimensiones son: 0,66 m de altura y 0,45 m de diámetro. En el reactor se implementó un sistema de agitación mecánica conformado por un agitador tipo turbina de 4 aspas planas y un motor de 1/3 HP.

Para incrementar la capacidad operativa del reactor se implementaron equipos auxiliares con los que es posible incrementar la producción de biodiesel.

Finalmente como resultado del análisis económico en base a los costos de las materias primas, equipos de producción y servicios industriales se estableció un costo de \$ 5,42 por litro de biodiesel, que es aproximadamente 5 veces mayor que el diésel comercial, por lo tanto el proceso aún no es rentable.

INTRODUCCIÓN

Los combustibles fósiles constituyen la mayor fuente energética en la actualidad, pero la demanda energética se incrementa mientras que las reservas son cada vez más escasas o difíciles de acceder, por medios convencionales, lo que implica un costo más alto en el proceso de extracción y consecuentemente en los precios de los combustibles; como alternativa frente a este problema surge la investigación en el campo de los denominados biocombustibles, que pueden resultar una opción viable, primero como alternativa para reducir emisiones de CO₂ generadas por combustibles fósiles y por ser una fuente de energía renovable (Ganduglia, F., 2009, p.14).

Los principales biocombustibles producidos a escala industrial son el bioetanol y biodiesel; se producen mediante procesos de fermentación, transesterificación, y digestión anaerobia. Una de las ventajas en la producción de biocombustibles es su facilidad de procesamiento, pero la materia prima empleada puede competir con el mercado alimentario (Ancín, 2000, p.3).

Actualmente el bioetanol es el biocombustible de mayor producción a nivel mundial, se elabora a partir de la fermentación de azúcares de varios alimentos como: maíz, trigo, caña entre otros y cuya mezcla con gasolina resulta un combustible con un alto poder calórico y con menor cantidad de emisiones contaminantes (Amor, Cruz y Guerra, 2008, p. 4)

El biodiesel tiene un futuro prometedor en el campo de los biocombustibles y puede resultar una importante alternativa como combustible, incluso más importante que el bioetanol debido a la variedad de fuentes de materias primas a partir de las cuales se lo puede fabricar, muchas de las cuales no son comestibles para el ser humano. La producción mundial de biodiesel aumentó de 2 millones de galones en 1991 a 5670 millones de galones en el 2012 (Sarin, 2012, p. 168-189; Avinash, Subramaniam, Murugesan, 2013, p. 519).

El biodiesel se produce cuando una grasa animal o aceite vegetal reacciona con un alcohol de cadena corta, esta reacción se cataliza en medio básico, ácido o heterogéneo y se obtiene el ester etílico o metílico dependiendo del tipo de alcohol usado y glicerina (Van Gerpen, J., 2005, p.1097).

La planta de ricino se cultiva a nivel mundial debido a que es utilizada como materia prima en la manufactura de lubricantes, jabones, cosméticos y productos farmacéuticos. La semilla de ricino contiene aproximadamente 50% de aceite (Scholza, V. y Nogueira, J., 2008, p.97).

El presente estudio pretende determinar la factibilidad de fabricar biodiesel a partir del aceite extraído de la semilla de ricino, planta cuyo potencial como materia prima para biocombustibles es poco conocida a pesar de que constituye la base para elaboración de diversos productos.

El primer inconveniente para la obtención de biodiesel es el método que se emplee para la extracción del mismo, por lo que en el estudio se combina dos métodos, la extracción por prensado hidráulico para luego extraer restos de aceite mediante extracción con solventes, y se determina el rendimiento en la recuperación de aceite. Una vez que el aceite se extrajo y recuperó, se estableció una metodología para la obtención del biocombustible a través de la cual se determina las condiciones con las que se obtiene mayor cantidad de biodiesel.

El trabajo se complementa con el diseño de un reactor tipo batch que opera con las mejores condiciones determinadas a través de la metodología aplicada. El diseño implica tanto el dimensionamiento así como el material de construcción, el sistema de agitación y de ser necesaria la implementación de equipos que mejoren la producción de biodiesel.

Finalmente se determina el costo del biodiesel a través del análisis económico que tendría la implementación del reactor y en función de las materias primas.

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1 PRODUCCIÓN DE ACEITE DE RICINO

1.1.1 LA PLANTA DE RICINO

La planta de ricino también conocida como higerilla, castor, higuera infernal o palma Cristi, es un arbusto generalmente pequeño que se desarrolla en climas cálidos, a nivel del mar y hasta los 3000 m, se la encuentra en quebradas, a orillas de caminos y sembradas en cultivos; es originaria de África.

1.1.1.1 Descripción botánica de la planta

El ricino es un arbusto perenne, de ciclo corto, puede crecer hasta los 4 m de altura. Tiene hojas grandes en forma estrellada con 5 a 11 lóbulos dentados, de color rojo oscuro a verde. El fruto, semillas con manchas cafés o grises se encuentran en una cápsula espinosa que se abre al madurar (Knight y Walter, 2001, p. 121).



Figura 1.1. Planta de ricino

Recalde y Durán (2009) realizan la siguiente clasificación taxonómica de la planta de ricino como se muestra en la Figura 1.2.

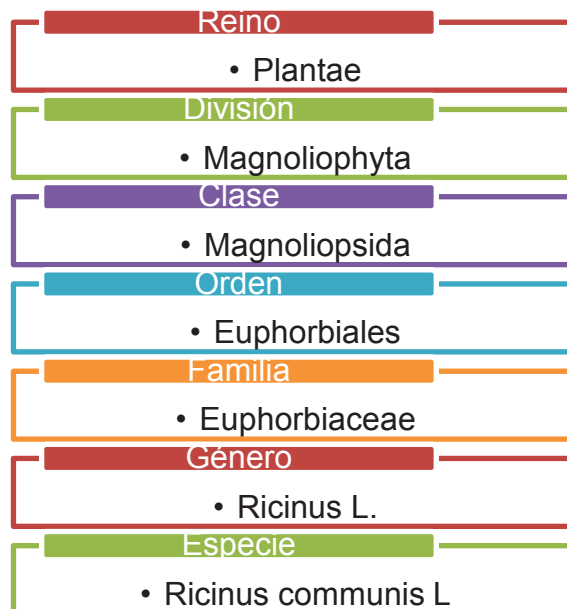


Figura 1.2. Clasificación taxonómica de la planta de ricino
(Recalde y Duran, 2009, p.12)

1.1.1.2 Toxicidad de la planta de ricino

El aceite de ricino no es apto para consumo humano ni animal debido a su naturaleza tóxica y alto contenido de ricina. Todas las partes de la planta de ricino son tóxicas, la ricina su principal toxina que se encuentra en una mayor concentración en la semilla; es soluble en agua, termolábil y estable en un amplio rango de pH (Knight y Walter, 2001, p. 121).

Ricina es una proteína altamente tóxica que daña los ribosomas e impide la síntesis de proteínas, lo que conlleva a la muerte celular. Los efectos en humanos varían dependiendo de la dosis y pueden ser: náuseas, vómito, cansancio general, dolor de cabeza, convulsiones; se ha estimado que la dosis letal es 1-20 mg ricina/kg de masa corporal (Aslani, Maleki, Mohri, Sharifi, Najjar-Nezhad y Afshari, 2007, p. 405; Balint, 1973, p. 83).

Barnes, Baldwin y Braasch (2009), para la inactivar la ricina en semillas probaron diferentes tratamientos como: prensado en caliente y frio, calentamiento de las semillas con agua a ebullición, tratamiento con varias soluciones y extracción junto con proteínas; los resultados mostraron que el mejor tratamiento para la neutralización de la semilla fue el prensado en caliente, debido a que la torta obtenida no contenía ricina. Este método se puede utilizar para extraer el aceite y simultáneamente neutralizar la toxina (p. 510-511).

1.1.1.3 Semilla de ricino

Las semillas son de forma elipsoidal de 0,5 a 1,5 cm de color café con manchas grises o negras dependiendo de la variedad. Tienen una cubierta dura llamada albumen, que es aceitoso y blando; en la Figura 1.3 se observa una muestra de semillas recolectadas y cuyos componentes están descritos en la Tabla. 1.1.



Figura 1.3. Semillas de ricino utilizadas en la experimentación

(Lombeida, 2014)

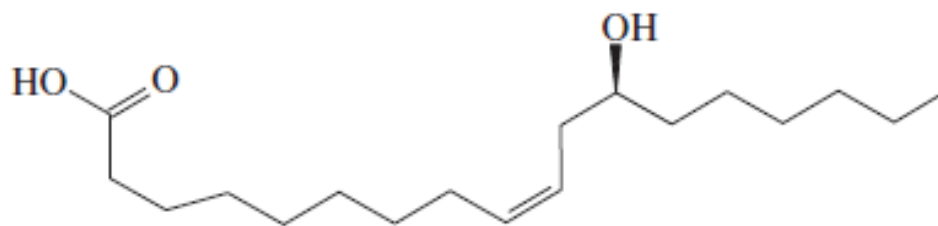
Tabla 1.1. Composición porcentual de la semilla de ricino

COMPONENTES	COMPOSICIÓN %
Humedad	7,33
Proteína cruda	20,78
Fibra cruda	4,98
Grasa cruda	51,20
Cenizas totales	7,75
Materia soluble	7,96

(Annongu y Joseph, 2008, p.40)

1.1.1.4 Propiedades físico químicas del aceite de ricino

El aceite de ricino es una mezcla de triglicéridos cuyo mayor componente es el ácido ricinoleico (ácido 12-hidroxi-9-cis-octadecenoico) que se encuentra en un 80 a 90% del total de ácidos grasos; se caracteriza por su alta viscosidad y polaridad debido a la presencia de un grupo hidroxilo. La estructura molecular de este ácido se indica en la Figura 1.4 (Da Costa, Serra, Plentz y Meneghetti, 2010, p. 3791-3792).

**Figura 1.4.** Estructura molecular del ácido ricinoleico

(Da Costa, Serra, Plentz y Meneghetti, 2010, p. 3792)

En la Tabla 1.2 se aprecia los principales ácidos grasos que forman parte de la composición del aceite de ricino.

Tabla 1.2. Composición de ácidos grasos del aceite de ricino

ÁCIDO GRASO	PORCENTAJE (%W)
Ricinoleico	89,5
Palmítico	1,0
Oleico	3,0
Linoleico	4,2
Linolénico	0,3
Estearico	1,0
Araquídico	0,3
Dihidroxiestearico	0,7

(Comprehensive Castor Oil Report, 2010, p. 63)

Las propiedades físico-químicas del aceite dependen del tipo de semilla y del método usado para su extracción, pero en general las propiedades físico químicas del aceite de ricino se encuentran entre los valores que se presentan en la Tabla 1.3.

Tabla 1. 3. Características físico químicas del aceite de ricino

PROPIEDAD	VALOR
Densidad relativa a 25 °C	0,952 – 0,965
Viscosidad, a 25 °C, cSt	6,3 – 8,9
Índice de acidez, mg KOH/g	2
Índice de yodo, mgI/g	82 - 90
Índice de saponificación, mgKOH/g aceite	176 - 187
Materia insaponificable, %	0,8
Índice de peróxido, meq/kg	5
Índice de refracción a 25 °C	1,47

(Comprehensive Castor Oil Report, 2010, p. 66)

1.1.1.5 Aplicaciones y usos del aceite de ricino

El aceite de ricino por su estructura molecular presenta tres grupos funcionales: el grupo carboxilo necesario para reacciones de esterificación, un sitio de

insaturación para reacciones de hidrogenación y el grupo hidroxilo muy reactivo, en la Tabla 1.4 se muestran algunas reacciones que pueden producirse y los productos obtenidos (Ogunniyi, 2006, p.1087).

Tabla 1.4. Principales reacciones del aceite de ricino

GRUPO FUNCIONAL	TIPO DE REACCIÓN	REACTIVOS	TIPO DE PRODUCTOS
Éster	Hidrólisis	Ácidos, enzimas	Ácidos grasos, glicerol
	Esterificación	Alcoholes primarios	Esteres
	Alcohólisis	Glicerol, glicoles	Mono y di glicéridos
	Saponificación	Bases, sales metálicas	Jabones solubles
Doble enlace	Oxidación, polimerización	Oxígeno	Aceites poliméricos
	Sulfonación	H ₂ SO ₄	Aceites sulfonados
Hidroxilo	Hidrólisis	Catalizador, calor	Aceite de ricino deshidratado, ácido octadecadienoico
	Fusión caustica	NaOH	Ácido cebácico, alcohol caprílico
	Esterificación	Ácidos acético, fosfórico, maleico, ftálico, anhídros	Alquil, y aril esterres, fosfato esterres

(Ogunniyi, 2006, p.1088).

El aceite de ricino además de su conocido uso como laxante y por su estructura molecular presenta gran versatilidad como materia prima para industrias de: pinturas, revestimientos, lubricantes; principalmente para síntesis de: Nylon-11, poliuretanos, adhesivos y recubrimientos, lubricantes, textiles anti estáticos, lápiz de labios, antitranspirantes, cosméticos hidrofóbicos, surfactantes y dispersantes, espumas aislantes (Kirk y Othmer, 2006, p. 156).

1.1.1.6 Producción de aceite de ricino en el Ecuador

La planta de ricino no es cultivo tradicional en el Ecuador, crece de manera silvestre en terrenos baldíos o quebradas debido a que se adapta bien a estas condiciones.

En la Provincia de Manabí existen cultivos de esta planta, específicamente en los cantones Tosagua, Jipijapa, Rocafuerte, Charapotó, San Vicente, existen alrededor de 5000 hectáreas cultivadas y existe potencial para alcanzar las 200 000 hectáreas. De cada hectárea se pueden obtener 1250 kg de semillas anualmente y de estas de 350 a 650 kg de aceite de ricino. (Saltos y Brito, 2012, p. 21; Shrirame, Panwar y Bamniya, 2011, p.2).

1.1.2 MÉTODOS DE EXTRACCIÓN Y REFINACIÓN DE ACEITE

1.1.2.1 Métodos físicos

1.1.2.1.1 Prensado

La primera prensa hidráulica usada para extraer aceite se remonta a 1795, y hasta hoy es el método más utilizado. Consiste en la compresión de la semilla entre dos planchas, o émbolos uno fijo y otro móvil, sobre la cual actúa una fuerza proporcional a la fuerza sobre el área donde fue aplicada; la presión empleada y el tiempo de prensado dependen del tipo de semilla con que se trabaje. Con este método se puede extraer aproximadamente del 60 al 65% del contenido total de aceite (Atabani et al., 2013, p. 220; Kemper, 2005, p. 5:57).

1.1.2.1.2 Extrusión

En el proceso de extrusión las semillas circulan por un tornillo horizontal sinfín cuyo diámetro aumenta para presionar y comprimir las semillas, de esta manera se extrae su aceite que se recoge en un canal, mientras que la pulpa sale por un extremo del tornillo. Con este método es posible extraer del 68 al 80% del contenido de aceite, además es un método de extracción continua a diferencia del prensado hidráulico (Kemper, 2005, p. 5:59).

1.1.2.2 Extracción con solventes

La extracción por solventes es un método por el cual se puede separar una sustancia deseada contenida en un medio sólido por medio de un líquido en el cual es soluble. La eficiencia del proceso depende del tamaño de partícula del medio sólido, del tipo de solvente, la temperatura, el tiempo de contacto y agitación con el solvente; este método es rentable a gran escala, como una producción de 50 Ton de biodiesel por día (Atabani et al., 2013, p.221).

La extracción Soxhlet es el método que más se utiliza. Este método se empleó originalmente para determinar la grasa de la leche. La muestra se coloca dentro de un cartucho de celulosa o fibra de vidrio en el compartimiento de muestra, en la parte inferior se encuentra un balón con el solvente, este se evapora gradualmente, condensa y cae sobre la muestra hasta que llena el compartimiento y alcanza el nivel de entrada del sifón, este aspira el solvente junto con el aceite disuelto en él y lo regresa al balón; esta operación se repite hasta completar la extracción. El solvente usado depende del tipo de semilla, se suele utilizar hexano por su bajo costo y toxicidad, el tiempo de operación varía entre 8 y 24 h, se trabaja a la temperatura de ebullición del solvente y el rendimiento del proceso es del 95 al 99 % (Luque de Castro y Priego-Capote, 2010, p. 2384; Achten et al., 2008, p. 1074).

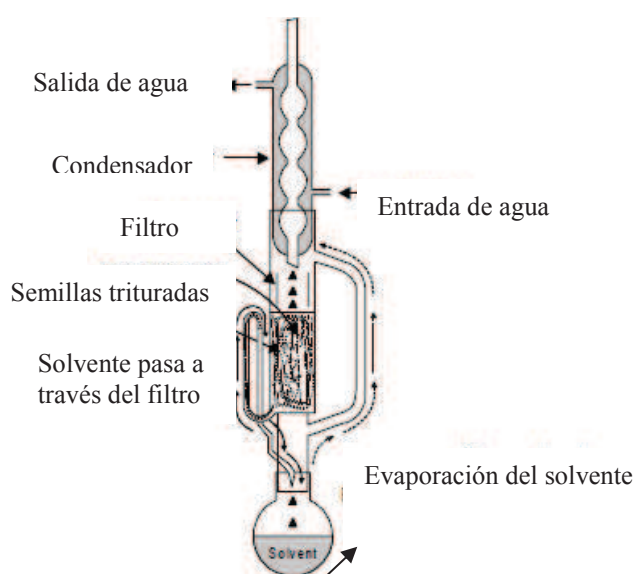


Figura 1.5. Descripción y funcionamiento del extractor Soxhlet (Mahanta y Shrivastava, 2011, p. 4)

1.1.2.3 Extracción por ultrasonido

Constituye un método barato, no utiliza solventes, es eficiente y reduce el tiempo de extracción. La generación de ondas sonoras que se propagan por el medio líquido producen ciclos de alta presión y de baja presión, durante este ciclo se crean burbujas, cuando las mismas alcanzan un determinado tamaño colapsan durante los ciclos de alta presión, este fenómeno se denomina cavitación. La cavitación aumenta la permeabilidad de los tejidos de la semilla, como resultado se tienen micro fracturas y disrupción de la pared celular facilitando la liberación del aceite.

El ultrasonido puede usarse como pre tratamiento antes de la extracción enzimática lo que aumenta el rendimiento del proceso y disminuye el tiempo de extracción (Vilkhu, Mawson, Simons y Bates, 2008, p. 163).

1.1.2.4 Extracción enzimática

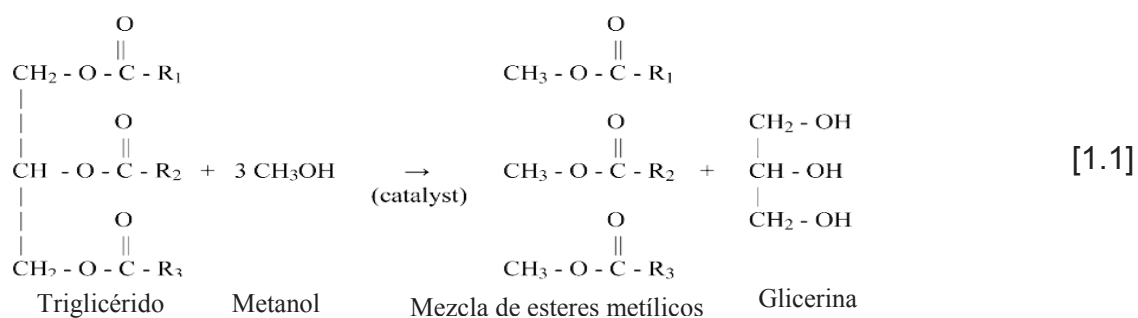
La extracción enzimática es un método amigable con el medio ambiente, no usa solventes, sino enzimas que atacan las paredes celulares debilitándolas y haciéndolas permeables para liberar el aceite. El tipo de enzima depende del tipo de semilla, en particular de la composición de los polisacáridos de su pared celular; para la semilla de colza que está compuesta principalmente de celulosa y hemicelulosa se utiliza celulasa, y hemicelulasa.

El proceso depende de: la temperatura, que no debe sobrepasar el rango de actividad máxima de la enzima entre 20 y 65°C, del pH que debe estar entre 4.5 y 5.5, el tiempo de residencia es de 2 h y se pueden tener eficiencias de aproximadamente 73% (Achten, et al., 2008, p. 1070; Domínguez, Núñez y Lema, 1994, p.272-273).

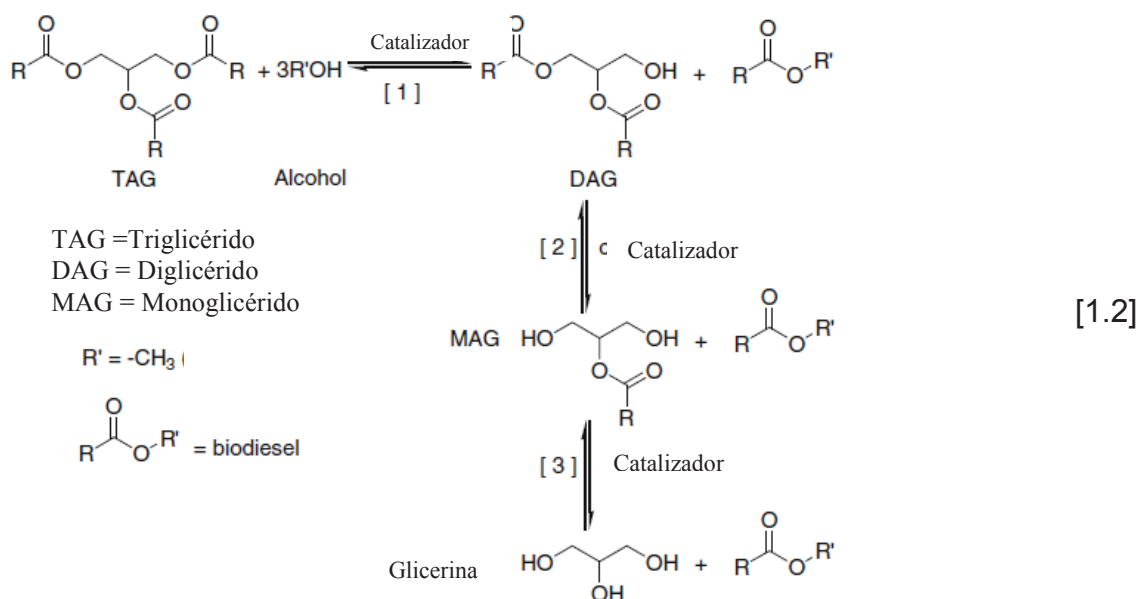
1.2 PROCESOS DE OBTENCIÓN DE BIODIESEL

1.2.1 BIODIESEL

El biodiesel es un tipo de combustible renovable que se produce mediante reacción catalítica entre un aceite vegetal o animal con un alcohol, como resultado de la reacción se obtiene ésteres metílicos y se separa la glicerina, este proceso se conoce como transesterificación (Van Gerpen, 2005, p. 1099).



La reacción de transesterificación se inicia cuando el alcohol reacciona con el triglicérido y forma un alquil éster del ácido graso y un diglicérido que nuevamente reacciona con el alcohol y produce otro alquil éster del ácido graso y un monoglicérido que luego de reaccionar nuevamente con el alcohol forma alquil éster del ácido graso que se conoce como biodiesel y como subproducto glicerina; en general por cada molécula de triglicérido se forman tres moléculas de biodiesel y una de glicerina; la reacción de transesterificación es reversible y tanto al inicio como al final de la reacción el sistema es bifásico, los reactivos y productos no son miscibles por lo que separar el biodiesel de la glicerina resulta sencillo (Moser, 2009, p. 229).



1.2.1.1 Materias primas

Para la manufactura de biodiesel a escala industrial y a escala piloto existen diversos tipos de materias primas como: aceites vegetales comestibles y no comestibles, grasas y aceites reusados o de desecho que pueden estar formados por ácidos grasos saturados e insaturados. La elección de la materia prima más adecuada depende de: el costo del aceite, disponibilidad de la materia prima, rendimiento del proceso y de la calidad del biodiesel que puede producirse de acuerdo al tipo de aceite usado. En la Tabla 1.5 se muestran las posibles materias primas que pueden emplearse para la producción de biodiesel (Bart, Palmeri y Cavallaro, 2010, p. 130).

Tabla 1.5. Materias primas para producción de biodiesel

ACEITES VEGETALES	NO COMESTIBLES	Algodón mexicano, piñón, albaricoque siberiano, cardosanto, saguaro, crotón, lila india, chicha, árbol de aceite chino, etc.
	COMESTIBLES	Maní, dátil, mostaza, colza, coco, avellana, arroz, pistacho, soya, semillas de melón, palma africana, girasol, nogal, ajonjolí, etc.
OTRAS FUENTES		Algas, microalgas, aceites vegetales usados, grasas animales, etc.

(Sarin, 2012, p. 168-189)

1.2.1.2 Propiedades físico químicas y normativa del biodiesel

Desde que se empezó a fabricar biodiesel fue necesario establecer normas y parámetros que garanticen la calidad del mismo y su correcto desempeño en motores. Existen normas internacionales para caracterizar el biodiesel como: ASTM de Estados Unidos, DIN de Alemania, EN de la Organización Europea de estandarización, sin embargo cada país tiene sus propias normas, muchas de las cuales están basadas en normas internacionales pero adaptadas a su realidad.

En la Tabla 1.6 se comparan los parámetros indicados en las normas ASTM D 6751 e INEN 2482

Tabla 1.6. Comparación entre normas ASTM D 6751 e INEN 2482

NORMA	ASTM D 6751	INEN 2482	
PROPIEDAD	LIMITES	LIMITES	UNIDAD
Densidad a 15 °C	-	860 - 900	kg/m ³
Viscosidad cinemática a 40 °C	1,9 - 6	3,5 - 5	mm ² /s
Punto de inflamación	130 min	120 min	°C
Agua y sedimentos	0,05 max	0,05 max	% V
Contenido de agua	-	500 max	mg/kg
Cenizas sulfatadas	0,02 max	0,02 max	% W
Azufre	15 max	10 max	mg/kg
Corrosión en lámina de cobre	No. 3 max	No. 3 max	-
Número de cetano	47 min	49 min	-
Acidez	0,5 max	0,5 max	mg KOH/g
Índice de yodo	-	120 max	gI/ 100g
Contenido de esteres	-	96,5 min	% W
Glicerina total	0,24	0,25 max	% W
Contenido de metanol	-	0,2 max	% W
Temperatura de destilación al 90 % de recuperado	360 max	360 max	°C

(Knothe, 2006, p.824, INEN 2482, 2009, p. 5)

1.2.1.3 Ventajas e inconvenientes de la producción de biodiesel

1.2.1.3.1 Ventajas

El uso de biodiesel solo o combinado con diésel en distintas proporciones puede disminuir la emanación de gases que causan el incremento del efecto invernadero y por lo tanto minimizar el daño a la capa de ozono. Además es un combustible renovable y biodegradable, su rendimiento es similar al diésel común, contiene una mínima cantidad de azufre, no requiere de cambios en un motor para ser utilizado (Ahmad, Khan, Zafar y Sultana, 2013, p.4).

1.2.1.3.2 Desventajas

Los aceites vegetales comestibles son un importante recurso para fabricar biodiesel, pero para generalizar el uso del biodiesel se deben buscar otras materias primas que no compitan con los productos alimenticios.

Como combustible puede tener desventajas y ocasionar problemas debido a: una elevada viscosidad, alto punto de nube, altas concentraciones de compuestos nitrogenados, menor capacidad calórica, desgaste del motor y alto costo (Demirbas, 2007, p. 4666).

1.2.2 FACTORES QUE AFECTAN LA REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN

1.2.2.1 Tipo de alcohol en el proceso de transesterificación

En la reacción se puede utilizar cualquier alcohol, pero se prefiere metanol porque no forma emulsiones y por su bajo costo, incluso puede utilizarse bioetanol previamente deshidratado. También se utilizan alcoholes de cadenas largas y ramificadas para producir combustibles con un menor punto de congelación.

La relación molar del aceite al alcohol es de 1 a 3 pero es necesario agregar mayor cantidad de alcohol para dirigir la reacción al lado de los productos dada la naturaleza reversible de la reacción de transesterificación (Tomasevic y Siler-Marinkvic, 2003, p.4).

1.2.2.2 Temperatura de reacción

La temperatura a la cual ocurre la reacción depende del tipo de alcohol y del aceite empleado, si se eleva la temperatura se incrementa el rendimiento, la práctica común para este tipo de reacciones es trabajar a temperaturas cercanas a la temperatura de ebullición del alcohol (Rojas, Girón y Torres, 2009, p. 2).

1.2.2.3 Velocidad de agitación

El aceite y el metanol son inmiscibles entre sí; la agitación incrementa la mezcla entre ambas fases y la velocidad de reacción. A medida que la reacción avanza y la conversión aumenta disminuye la viscosidad de la mezcla y su velocidad se incrementa, hasta formarse una única fase, cuando el tiempo de reacción esté por concluir la velocidad de reacción se disminuye gradualmente para facilitar la separación de la glicerina (Meher, Vidya y Naik, 2006, p.257).

1.2.2.4 Tiempo de reacción

La conversión de la reacción crece con el tiempo, al inicio la reacción se vuelve lenta hasta que el metanol se mezcle por completo con el aceite y luego de 5 minutos la velocidad se incrementa. El tiempo de la reacción depende del tipo de aceite y puede variar entre 30 minutos y 2 horas como máximo (Ma y Hanna, 1999, p.10).

1.2.2.5 Ácidos grasos libres y contenido de agua

Los aceites y grasas crudas siempre contienen ácidos grasos libres junto con agua; durante la reacción estos ácidos consumen el catalizador reduciendo su actividad, forman jabones, dificultan la recuperación de biodiesel y disminuyen el rendimiento del proceso, por lo que es necesario secar y neutralizar el aceite antes de iniciar la reacción (Lee y Saka, 2010, p. 7196).

1.2.2.6 Concentración y tipo de catalizador

La concentración del catalizador está limitada por el contenido de agua y ácidos grasos libres que contenga el aceite; dependiendo del tipo de catalizador empleado se tienen los siguientes tipos de catálisis:

1.2.2.6.1 Catálisis homogénea alcalina

Para este tipo de catálisis se puede utilizar: KOH, NaOH, que deben ser anhidros para evitar la acción del agua y CO₂ por contacto con el aire; también se usan metóxidos como: KOCH₃, NaOCH₃ que resultan ser más eficientes que los anteriores. La concentración del catalizador esta entre 0,5 y 1% respecto al peso del aceite y el rendimiento de la reacción entre 94 y 99% (Ramezano, Rowshanzamir y Eikani, 2010, p. 4145).

1.2.2.6.2 Catálisis homogénea ácida

Se emplean ácidos fuertes como: sulfúrico, clorhídrico, fosfórico, cuyas concentraciones varían entre 0,5 y 2,25 M, con un 100% de exceso de alcohol. Como ventajas estos catalizadores generan rendimientos mayores que los básicos, producen esterificación y transesterificación simultáneas. En medio ácido la presencia de agua y ácidos grasos libres no afecta el rendimiento de la reacción; pero la velocidad de reacción es más lenta, la temperatura de reacción

es superior a los 100 °C, necesitan mayor tiempo y son corrosivos (Meher et al., 2006, p. 225).

1.2.2.6.3 Catálisis enzimática

Los biocatalizadores o enzimas tienen ventajas que pueden resultar más útiles que los catalizadores químicos como: mayor selectividad, menor toxicidad, biodegradabilidad y condiciones de reacción menos severas, pero la reacción es lenta y el metanol puede inactivar la enzima, el costo aumenta si se utilizan enzimas aisladas y su separación presenta problemas. Las lipasas son el grupo de enzimas hidrolíticas que más se usan, estas enzimas transesterifican tanto triglicéridos como ácidos grasos libres para producir ésteres (Taher, Al-Zuhair, Al-Marzouqi, Haik y Farid, 2011, p.4).

1.2.2.6.4 Catálisis heterogénea

El catalizador en este tipo de catálisis es un compuesto activo o impregnado en la superficie de un soporte poroso. La catálisis heterogénea puede ser ácida o básica. La catálisis heterogénea es favorable porque el catalizador puede ser recuperado y reusado. El catalizador se separa fácilmente por filtración, lo que facilita purificar el biodiesel, pero presenta limitaciones con la transferencia de masa dada la naturaleza trifásica de la reacción.

Los óxidos alcalinos y alcalinotérreos son los que más se emplean, particularmente el CaO, La actividad catalítica disminuye por la pérdida del catalizador y por la contaminación mismo (Lee, 2010, p. 7193).

1.2.3 MÉTODOS DE TRANSESTERIFICACIÓN NO CONVENCIONALES

1.2.3.1 Transesterificación con co-solventes.

El sistema alcohol aceite es insoluble entre sí por lo que la transferencia de masa se dificulta; por ello es interesante introducir otro solvente para aumentar la miscibilidad entre las fases.

Guan, Sakurai y Kusakabe (2009) emplearon dimetil éter, dietil éter, terbutil metil éter y tetrahidrofurano en la transesterificación básica de aceite de girasol y determinaron que se necesita la mínima relación co-solvente a metanol para que el sistema: co-solvente, solvente y aceite sea miscible; y llegar a la máxima conversión, el exceso de co-solvente aumenta los costos operativos (p. 304).

1.2.3.2 Transesterificación mediante ultrasonido

Las vibraciones ultrasónicas de baja frecuencia pueden formar emulsiones en líquidos inmiscibles y por lo tanto incrementar la velocidad de la reacción, mediante la formación de micro burbujas que mejoran el contacto entre los reactivos; creando nuevos sitios activos para la reacción.

El rendimiento del proceso está relacionado con: la energía aplicada, el tiempo de exposición, el tipo de catálisis y el tipo de alcohol.

La radiación ultrasónica muestra ventajas como: corto tiempo de reacción, mínima relación molar aceite a metanol, menor consumo de energía, menor cantidad de catalizador y alta conversión (Talebian-Kiakaleih, Saidina y Mazaheri, 2013, p. 701).

1.2.3.3 Transesterificación mediante microondas

Los microondas generan una rápida generación de calor al interactuar con el sistema reaccionante por lo que se incrementa la velocidad de reacción y facilita la separación y purificación del biodiesel. Este proceso puede llegar a ser conveniente por: el alto rendimiento, mínimo gasto energético, mínima relación alcohol a aceite, reducción de subproductos y transferencia de calor más eficiente (Talebian-Kiakaleih, 2013, p. 702).

1.2.3.4 Transesterificación en condiciones supercríticas

Los reaccionantes de transesterificación son inmiscibles pero en condiciones supercríticas como 10 MPa y 300 °C la mezcla, se vuelve homogénea, entonces la velocidad de reacción se incrementa y en estas condiciones no se necesita catalizador; la presencia de ácidos grasos libres y agua no disminuye el rendimiento y el tiempo de reacción es mínimo (Lee, 2010, p. 7196).

1.3 PÁRAMETROS PARA EL DISEÑO DEL REACTOR TIPO BATCH

1.3.1 ESPECIFICACIONES DE DISEÑO

1.3.1.1 Presión de diseño

Un recipiente debe ser diseñado para soportar la presión máxima a la que será sometido durante su operación. Esta presión debe ser un 10% más que la presión de operación, se debe tener en cuenta la presión hidrostática y de vapor dentro del recipiente (Megysey, 2013, 1992, p.15).

1.3.1.2 Temperatura de diseño

Al incrementarse la temperatura disminuye la resistencia de los metales que depende de cada material. La temperatura de diseño debe ser mayor a la temperatura de operación (Towler y Sinnott, p.571).

1.3.1.3 Materiales

Se construyen de acero al carbono, acero inoxidable, aleaciones y plásticos reforzados. La elección del material depende de la compatibilidad con el proceso para el cual va a ser utilizado (Towler y Sinnott, p.571).

1.3.1.4 Esfuerzo máximo permitido

Para el diseño se escoge el valor máximo del esfuerzo permitido que puede soportar el material de construcción, además se incluye un factor de seguridad para cubrir los fallos que pueden producirse durante la construcción, por la calidad del material o mano de obra (Towler y Sinnott, p.571).

1.3.1.5 Eficiencia de soldadura

La eficiencia de la soldadura depende del tipo y calidad de la soldadura, varía entre 0 y 1, el factor de 1 indica que la junta tiene la misma resistencia que la placa virgen (Towler y Sinnott, p.572).

1.3.1.6 Corrosión permisible

Es el valor adicional del espesor de la pared del recipiente incluida la pérdida por corrosión y erosión. No existen relaciones o reglas para estimar el grado de corrosión en todas las circunstancias, se debe tener en cuenta el material de construcción utilizado en condiciones similares, por eso cuando se demuestra que la corrosión es mínima o no existe no se necesita ningún margen de corrosión (Towler y Sinnott, p.574).

1.3.1.7 Cargas de diseño

Un equipo debe diseñarse para soportar la deformación y un posible colapso bajo todas las condiciones. Las posibles cargas a las que un recipiente de proceso está expuesto son: presión de diseño, peso máximo del recipiente y su contenido en condiciones de operación y prueba hidráulica, carga del viento y sísmicas, tensiones por accesorios internos y externos, cargas por aumento del contenido, cargas debido a variación de la presión y temperatura y tensiones por la dilatación de los materiales (Towler y Sinnott, p.574).

1.3.1.8 Espesor mínimo de pared

Es el espesor para el cual un recipiente es lo suficientemente rígido para soportar su propio peso y las posibles cargas a las que puede estar expuesto. El código ASME Sec. VIII D.1 establece que el espesor mínimo es de 1.5 mm sin incluir el factor por corrosión (Towler y Sinnott, p.575).

1.3.2 TANQUES AGITADOS

Son recipientes en los que puede llevarse a cabo reacciones, mezclas, diluciones, etc., generalmente son cilíndricos, con un eje vertical donde se coloca un agitador, este eje es accionado por un motor; el recipiente puede o no estar cerrado, como se muestra en la Figura 1.6. (McCabe, Smith y Harriot, p. 260).

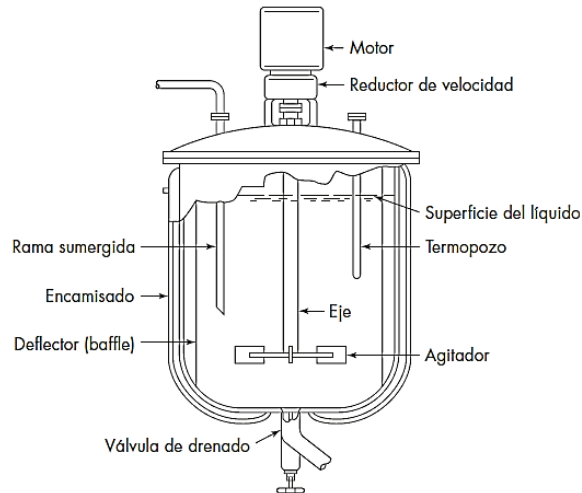


Figura 1.6. Esquema de un reactor enchaquetado con agitación
(McCabe, Smith y Harriot, 2007, p. 260)

Las proporciones del recipiente pueden variar según la naturaleza de los fluidos y el tipo de agitación, en la Figura 1.7 se muestra un recipiente estándar.

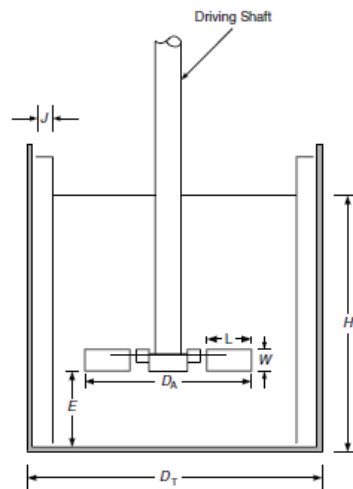


Figura 1.7. Esquema de un recipiente con agitador disco turbina
(Kayode, 2007, p. 464)

El fondo del recipiente debe ser redondeado para eliminar las zonas muertas donde la agitación es mínima o no existe. La altura del líquido deber ser aproximadamente igual al diámetro del recipiente (McCabe, 2007, p. 260).

1.3.3 TIPOS DE FONDOS Y FONDOS

Existen varios tipos de fondos y tapas entre los tipos más utilizados se puede mencionar los siguientes:

- a) Tapas y fondos planos: utilizadas para cerrar recipientes sujetos a presión interna o atmosférica. Por su bajo costo se usan para almacenamiento, como indica la Figura 1.8.
- b) Tapas y fondos toriesféricos: soportan presiones manométricas son las más usadas, por su bajo costo, la Figura 1.9 muestra un esquema de este tipo de tapa.
- c) Tapas y fondos semielípticos: soportan mayores presiones que las anteriores, tiene la forma de una elipse 2:1, son más costosas, en la Figura 1.10 se muestra un esquema de la misma.
- d) Tapas y fondos semiesféricos: diseñada para altas presiones, tienen alto costo, La Figura 1.11 muestra un esquema de este tipo de tapa.

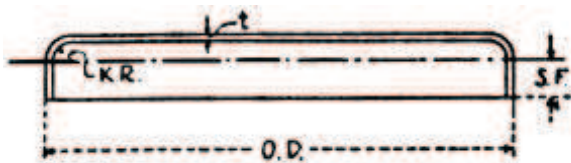


Figura 1.8. Tapa plana
(Couper, 2005, p. 660)

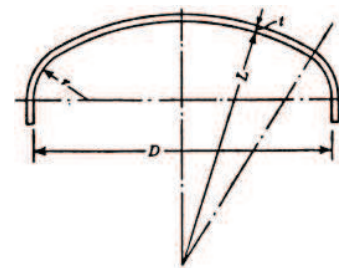


Figura 1.9. Cabezal Torisférico
(Couper, 2005, p. 660)

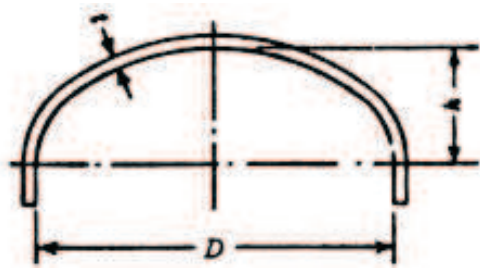


Figura 1.10. Cabeza tipo semielíptico
(Couper, 2005, p. 660)

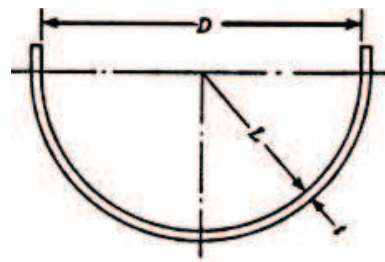


Figura 1.11. Tapa semiesférica
(Couper, 2005, p. 660)

1.3.4 AGITACIÓN

La agitación es una operación física que busca homogenizar un fluido, sus componentes y uniformizar sus propiedades. El tipo de agitación depende del agitador, puede clasificarse de acuerdo al ángulo que forman las aspas con el plano de rotación en:

- ❖ Agitadores de flujo axial: Agitadores cuyas aspas forman un ángulo menor de 90° respecto al plano de rotación, pueden ser: hélices marinas, turbinas de aspas inclinadas, agitadores helicoidales, agitadores de hojas.
- ❖ Agitadores de flujo radial: agitadores cuyas aspas forman un ángulo de 90° respecto al plano de rotación, pueden ser: turbinas o agitadores de ancla.

En la Figura 1.12 se observan las distintas direcciones del flujo axial y radial respectivamente.

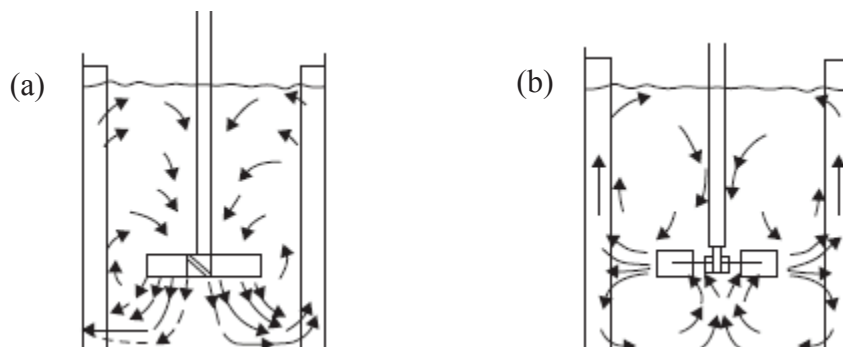


Figura 1.12. Patrones de flujo. (a) Flujo axial. (b) Flujo radial
(Hemrajani y Tatterson, 2004, p. 366)

❖ Escalado del sistema de agitación

Generalmente los datos de agitación disponibles son a nivel de laboratorio, pero se desea aumentar la escala para diseñar la unidad a nivel industrial.

Para escalar modelos se usan criterios de similitud como: geométrica que determina que todas las dimensiones del prototipo y equipo mantienen una relación constante, cinemática cuando las velocidades en todo el sistema mantienen una misma relación y dinámica cuando las fuerzas en posiciones similares mantienen una misma relación (Geankoplis, 1998, p.167).

La semejanza geométrica mantiene una relación fija con todas las dimensiones del sistema, por tanto:

$$R = \frac{D_{i2}}{D_{i1}} = \frac{L_2}{L_1} = \frac{H_2}{H_1} \quad [1.3]$$

Donde:

D = diámetro del tanque

L = longitud del agitador

H = altura del líquido

Los coeficientes 1 y 2 corresponden al prototipo y al equipo.

Para determinar la relación entre la velocidad de agitación y los diámetros se tiene la siguiente relación:

$$N_2 = N_1 \left(\frac{D_{T1}}{D_{T2}} \right)^n \quad [1.4]$$

Donde:

N = velocidad de agitación

D = diámetro del recipiente

Para:

Igual movimiento de líquidos, $n = 1$

Igual suspensión de sólidos, $n = 3/4$

Igual tasa de transferencia de masa, $n = \frac{2}{3}$

2. PARTE EXPERIMENTAL

Para la extracción del aceite se partió de semillas de ricino previamente seleccionadas y peladas; la extracción de aceite se realizó mediante dos etapas, la primera mediante prensado hidráulico y la siguiente mediante extracción soxhlet.

En la etapa de extracción mecánica se utilizó una prensa hidráulica con calentamiento, las placas se precalentaron antes de la extracción. De esta etapa se obtuvo una primera parte de aceite que se almacenó y una parte sólida, la pulpa de las semillas.

La pulpa del proceso anterior pasó a la siguiente etapa de extracción Soxhlet, se utilizó hexano como solvente para extraer el aceite remanente de la pulpa. La temperatura del proceso corresponde a la temperatura de ebullición del solvente utilizado, que para este caso fue hexano; el tiempo de contacto se determinó en base a las referencias bibliográficas consultadas y pruebas preliminares.

La separación del aceite disuelto en hexano se realizó mediante destilación en un rotavapor; el aceite obtenido se adicionó al aceite extraído en la primera etapa y el hexano recuperado se almacenó para posteriores extracciones.

El aceite que se extrajo previo un proceso de acondicionamiento cuya descripción se indica en el acápite 2.1.3 se utilizó para la reacción de transesterificación, se estudió el efecto de la cantidad de catalizador y la relación molar aceite a alcohol sobre el rendimiento de la reacción y se establecieron las mejores condiciones de este proceso. Como catalizador se empleó hidróxido de potasio y como alcohol metanol.

Las condiciones del proceso de transesterificación se detallan en el acápite 2.2 y fueron establecidas de acuerdo a las referencias bibliográficas consultadas.

Una vez transcurrida la reacción de transesterificación los productos se dejaron decantar por 24 h, luego de este tiempo se separó la fase glicérica del biodiesel.

Para purificar el biodiesel obtenido se realizaron cinco lavados con agua y luego se separó la fase acuosa finalmente el biodiesel se secó para eliminar el agua remanente.

Se realizó la caracterización del biodiesel con el fin de determinar sus propiedades como combustible mediante los procedimientos descritos por las normas ASTM y con la norma INEN 2482.

Finalmente los resultados obtenidos en el laboratorio se utilizaron para crear un diagrama de flujo del proceso de transesterificación que optimice su rendimiento basado en el proceso desarrollado en el presente trabajo.

Luego del diagrama de flujo, se pasó al diseño del reactor batch de una capacidad de 100 L. El diseño del reactor contó con el detalle del equipo, evaluación económica y demás aspectos necesarios para la instalación del mismo.

En el Anexo I se presenta un diagrama general de la metodología seguida en este trabajo.

2.1 EXTRACCIÓN Y CARACTERIZACIÓN DEL ACEITE DE RICINO

2.1.1 CARACTERIZACIÓN DE LA SEMILLA

El fruto de la higuera está formado por una capa externa conocida como falsas espinas y otra interna la cual se rompe para liberar la semilla, cuando la semilla está madura el fruto se abre y la semilla se suelta naturalmente.

Para el presente estudio se emplearon semillas maduras que crecen de forma silvestre y fueron recolectadas en la Av. De los Conquistadores, sector de Guapulo y en la parroquia de Guangopolo, sector la Toggia.

Para obtener la semilla se procedió al descascarado por frotación contra una superficie dura luego de lo cual se retiró la capa externa, y las semillas cubiertas

con capa interna se secaron a la intemperie por 8 h diarias, por acción del sol las semillas se liberaron naturalmente de la capa interna y se recolectaron.

Luego de recolectar las semillas se realizó su caracterización que consiste en determinar: humedad, cenizas, lípidos, proteínas, carbohidratos totales y fibra cruda de acuerdo a las normas AOCS 934.01, 923.01, 920.85, 2001.11, FAO Ch. 2, ICC 113, respectivamente.

2.1.2 EXTRACCIÓN HIDRÁULICA Y CON SOLVENTES

Para la extracción del aceite se pesó entre 200 g de semillas en una bolsa de lona, la bolsa se colocó entre dos placas metálicas en una bandeja para recolectar el aceite extraído.

La prensa se calentó hasta 80 °C, luego de lo cual se introdujo la bandeja con las semillas en la prensa como se indica en la Figura 2.2; la bandeja permaneció en contacto con las placas de la prensa por 5 minutos para homogenizar su temperatura, luego se aplicó una presión de 9807 KPa durante 20 minutos.

Transcurrido este tiempo se recolectó el aceite y la pulpa pasó a la siguiente etapa.

Para la siguiente etapa se siguió la siguiente metodología: Se colocaron 50 g de semillas trituradas dentro de cartuchos de celulosa y se pusieron dentro del equipo de extracción Soxhlet.

Como solvente se utilizó 250 ml de hexano, el equipo se mantuvo a 70 °C durante 6 h (Akpan, Jimoh y Mohammed, 2006, p. 45). Cuando la extracción terminó, solvente y aceite se recuperaron por evaporación en un rotavapor durante 30 minutos a 70 °C, finalmente el aceite se secó en una estufa a 50 °C para eliminar trazas de solvente (Akaranta y Anusiem, 1996, p.2).

Para determinar el rendimiento total de la extracción del aceite de ricino se empleó la Ecuación 2.1.

$$\eta_{\text{ex}} = \frac{W_a}{W_s} \times 100 \quad [2.1]$$

Donde.

η_{ex} = Rendimiento total de la extracción

W_s = Cantidad de aceite que se puede obtener

W_a = Cantidad total de aceite que se obtuvo en ambas etapas

2.1.3 ACONDICIONAMIENTO Y CARACTERIZACIÓN DEL ACEITE

Antes de realizar la reacción de transesterificación se procedió al acondicionamiento del aceite para eliminar impurezas, ácidos grasos libres, olores desagradables y componentes no deseados, con esto se consiguió que el aceite sea más resistente al deterioro durante su almacenamiento. El procedimiento se realizó tal como se indica en la Figura 2.1.

Mediante este tratamiento se busca eliminar sólidos y materia suspendida, neutralizar ácidos grasos libres y desodorizar el aceite.

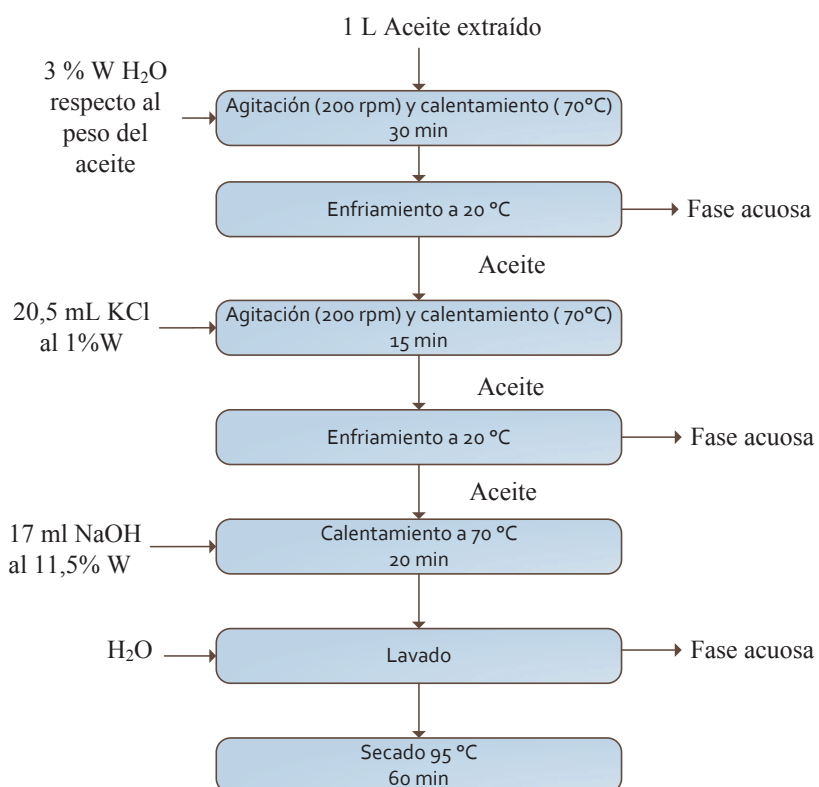


Figura 2.1. Diagrama de procesos para el acondicionamiento del aceite

Para caracterizar el aceite extraído se determinaron los siguientes parámetros físico-químicos, tal como se muestra en la Figura 2.2, los procedimientos para la determinación de cada parámetro se indican a partir del Anexo II. en adelante.

AOCS 10a-25	•Densidad
INEN 37	•Índice de yodo
INEN 38	•Índice de acidez
INEN 39	•Humedad y materias volátiles
INEN 40	•Índice de saponificación
INEN 41	•Materia insaponificable
INEN 42	•Índice de refracción
INEN 45	•Rancidez
INEN 810	•Viscosidad cinemática

Figura 2.2. Parámetros físico-químicos para la caracterización del aceite de ricino

2.2 DETERMINACIÓN DEL EFECTO DE LA RELACIÓN ALCOHOL: ACEITE DE RICINO Y PESO DE CATALIZADOR EN EL RENDIMIENTO DEL PROCESO DE TRANSESTERIFICACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE BIODIESEL

2.2.1 TRANSESTERIFICACIÓN CATALÍTICA

El rendimiento de la reacción de transesterificación está influenciado por factores como: tipo de alcohol, concentración de catalizador, velocidad de agitación, tiempo, temperatura, presencia de ácidos grasos libres y agua.

Para este estudio las variables del proceso consideradas fueron: la relación metanol/aceite de ricino y la concentración de catalizador. Se utilizó aceite de ricino extraído, como alcohol metanol y como catalizador KOH, se realizaron varias pruebas en las que se varió la cantidad de metanol en 10, 20, 30% y la concentración de KOH en 0.5 y 1% respecto al peso de aceite usado (Komers,

Machek y Stlouka, 2001, p. 395; Ramezani, Rowshanzamir y Eikani 2012, p. 4144).

Para evaluar el rendimiento de la reacción se realizó un diseño factorial mixto 3×2 , un total de 6 experimentos y tres réplicas de cada uno, en la Figura 2.3 se muestra la interacción entre los factores y niveles seleccionados (Gutiérrez y De la Vara, p. 247).

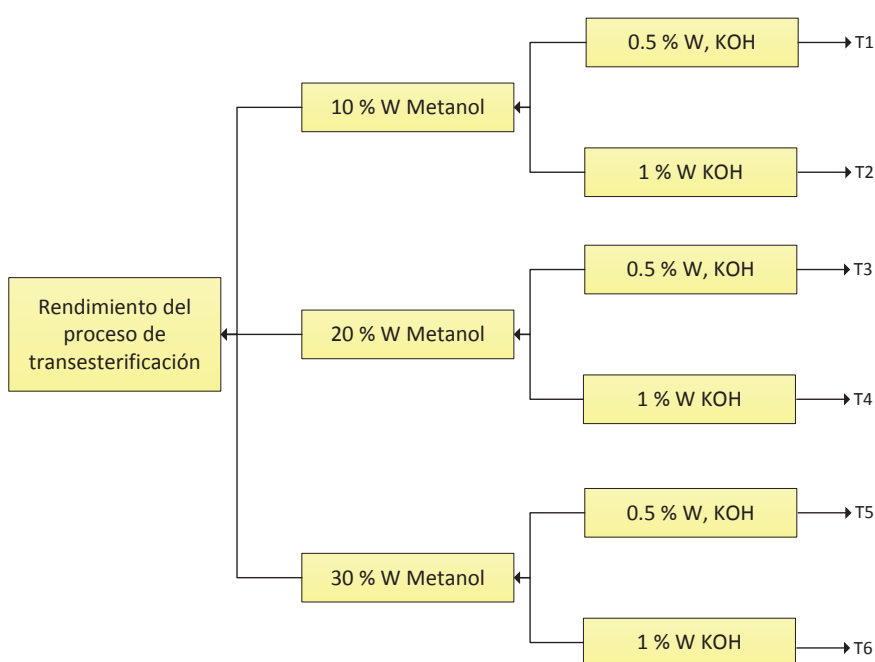


Figura 2.3. Variables experimentales para la evaluación del rendimiento de la reacción de transesterificación

Previa a la reacción de transesterificación el catalizador se disolvió en el metanol y el aceite se calentó a 30 °C. La cantidad de catalizador y la de aceite se determinan según el número de tratamiento correspondiente (Thananchayan, Krishnakumar, Pushpraj, Ajay y Karunya, 2013, p.3).

Para iniciar la reacción se colocaron 50 ml de aceite de ricino precalentados en un recipiente provisto de agitación, luego se añadió toda la solución de metóxido obtenida anteriormente. La reacción se efectuó por 2 h a una temperatura de 50 °C y con una velocidad de agitación de 200 rpm (Dias, Araujo, Costa, Ferraz y Almeida, 2013, p. 60; Murat, Başak, Ersan y Ayşe, 2013, p. 107).

2.2.2 PURIFICACIÓN DE BIODIESEL OBTENIDO

Una vez concluido el tiempo de reacción la mezcla se trasladó a un recipiente donde reposó por 24 h para facilitar la separación de fases. Transcurrido este tiempo se retira la fase glicérica.

El metanol que no reaccionó se lo recuperó por destilación en un rotavapor durante 30 min a 65°C.

Posteriormente el biodiesel se lavó con agua destilada a temperatura ambiente por 5 ocasiones hasta que el agua de lavado fue neutra. Finalmente el biodiesel lavado se secó a 95 °C por 1 h (Delgado, Aperador y Avilés, 2011, p. 3).

Para determinar el rendimiento del proceso se cuantificó la cantidad de biodiesel obtenido después de secarlo con la cantidad inicial de aceite empleado, mediante la siguiente relación:

$$\eta_{\text{biodiesel}} = \frac{V_{\text{aceite}}}{V_{\text{bio}}} \times 100 \quad [2.2]$$

Donde:

V_{aceite} = Volumen de aceite inicial empleado, ml

V_{bio} = Volumen de biodiesel obtenido, ml

Luego de obtener el biodiesel purificado se realizó un análisis de espectroscopia infrarroja, para determinar la presencia de los ésteres metílicos en un equipo de FTIR Perkin Elmer Spectrum, equipado con un accesorio de reflectancia total atenuada (HATR) y un cristal de seleniuro de cinc, ubicado en el Centro de Investigación Aplicada de Polímeros (CIAP) de la Escuela Politécnica Nacional.

2.3 CARACTERIZACIÓN DEL BIODIESEL OBTENIDO

Una vez establecidas las condiciones de operación se obtuvo 2 L de biodiesel para realizar la caracterización y evaluar sus propiedades fisicoquímicas como combustible.

Para la caracterización del biodiesel se consideraron los procedimientos indicados en las normas INEN, ASTM Y AOCS, las propiedades evaluadas se indican en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1. Parámetros evaluados en el biodiesel obtenido

ENSAYO	MÉTODO
Densidad	ASTM D 1298
Punto de inflamación	ASTM D 93
Agua y sedimentos	ASTM D 1796
Contenido de agua	ASTM D 95
Viscosidad cinemática a 40°C	ASTM D 445
Cenizas sulfatadas	ASTM D 874
Contenido de azufre	ASTM D 1552
Corrosión en lamina de cobre	ASTM D 130
Numero de cetano	ASTM D 613
Temperatura de destilación al 90% de recuperado	ASTM D 1160
Índice de yodo	INEN 37
Contenido de glicerina total, libre y ligada	AOCS CA.a 15-46

2.3.1 CUANTIFICACIÓN DE LA FASE GLICÉRICA

Una vez separada la fase glicérica, se procedió a cuantificar la cantidad de glicerina total, libre y ligada presente en la fase glicérica, después de 24 horas de sedimentación, una vez que ocurrió la separación total de las fases, acorde al procedimiento enunciado en la norma AOCS Ca 14-56, como se describe en el Anexo IV.

2.3.2 PURIFICACIÓN DEL BIODIESEL

Luego de que la reacción de transesterificación termina, se procedió a separar las fases formadas mediante decantación por 24 horas, en un embudo de separación de 500 ml hasta que las fases estén completamente separadas y sean fácilmente diferenciables.

Luego de este tiempo se separó la fase glicérica que se depositó en la parte inferior del recipiente, y se recolectó el biodiesel formado.

El biodiesel que se obtuvo posteriormente se lavó con 500 ml de agua destilada a temperatura ambiente y se agitó vigorosamente, por 5 minutos, se dejó que se separaran la fase acuosa del biodiesel, y se retiró la fase acuosa, este paso se repitió hasta que el pH de la fase acuosa sea neutro, generalmente luego de 4 a 5 lavados.

Finalmente el biodiesel separado, se secó en una estufa durante 1 hora a una temperatura de 100 °C, el biodiesel se retiró del horno, se dejó enfriar y se almacenó. Posteriormente este biodiesel se caracterizó con el fin de evaluar sus propiedades como combustible.

2.4 DISEÑO DEL REACTOR TIPO BATCH

El diseño de un reactor químico se realiza tomando en cuenta las condiciones de conversión y el rendimiento tanto de los productos como de los subproductos.

Las condiciones de conversión se basan en datos obtenidos experimentalmente.

Para optimizar el diseño también debe tenerse en cuenta el análisis económico; en la Figura 2.4 se muestra un algoritmo del procedimiento general para el diseño de reactores, este algoritmo se adaptó a las condiciones experimentales del presente trabajo las cuales optimizaron el proceso de transesterificación e incrementaron el rendimiento del proceso.

Se realizó un diseño preliminar del reactor y las condiciones necesarias para el adecuado funcionamiento del mismo.

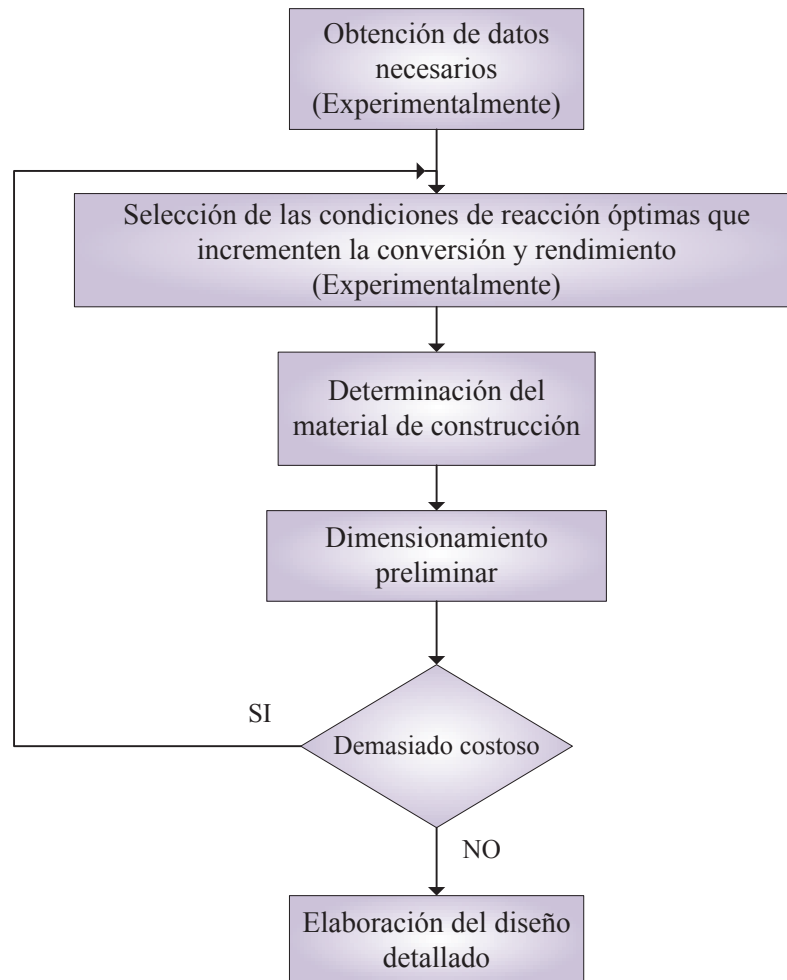


Figura 2.4. Algoritmo del procedimiento general para el diseño de reactores

La etapa o fase experimental es importante por el hecho de que es donde se obtiene la mayor parte de información necesaria para el adecuado diseño y dimensionamiento de un equipo, se determinan las condiciones de operación óptimas con las que se logra un mayor rendimiento del proceso; el diseño de un equipo también debe ser económicamente viable de lo contrario es necesario evaluar y corregir el diseño hasta que a más de ser práctico resulte económico.

2.5 EVALUACIÓN DEL COSTO APROXIMADO DE LA OBTENCIÓN DE 1 L DE BIODIESEL

El análisis económico del proceso es de vital importancia para determinar la viabilidad del mismo, y la posibilidad de llevarlo a cabo.

Para estimar el costo de la producción de biodiesel a partir de aceite de ricino se determinó el costo tanto de materia prima así como de los reactivos empleados en el proceso de extracción, acondicionamiento y transesterificación, además de los costos operativos involucrados en cada proceso.

La inversión en los equipos se determinó luego de haber establecido las capacidades de los mismos, el principal costo de los reactores está determinado por el costo de construcción de los mismos, debido a que estos equipos son construidos de acuerdo al requerimiento del proceso

Para establecer el costo por inversión de los equipos se determinó con factores correspondientes a su construcción (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 182).

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 EXTRACCIÓN Y CARACTERIZACIÓN DE LA SEMILLA Y ACEITE DE RICINO

3.1.1 CARACTERIZACIÓN DE LA SEMILLA DE RICINO

Una vez que se obtuvo la semilla se realizó la caracterización de acuerdo a los parámetros indicados en el acápite 2.1.3., los resultados de estos ensayos se presentan en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1. Resultado de la caracterización de la semilla de ricino

PARÁMETRO	RESULTADO (% W)	MÉTODO
Humedad	5,4	AOCS 934,01
Cenizas	3,25	AOCS 923,03
Contenido de aceite	43,26	AOCS 920,85
Proteína	21,97	AOCS 2001,11
Carbohidratos totales por diferencia	26,12	FAO
Fibra cruda	22,49	ICC # 113

Los valores que se obtuvieron en la Tabla 3.1 son comparables con los obtenidos por Annongu y Joseph (2008) para proteína y humedad cuyo porcentaje es 20,78 y 7,03 respectivamente. El contenido de aceite obtenido por los autores mencionados es aproximadamente 1,2 veces mayor que el obtenido en la presente investigación; esta diferencia respecto al contenido de aceite puede ser a causa del método de cultivo ó estado de madurez de la semilla.

El contenido de aceite de la semilla de ricino es similar al contenido del aceite de girasol y mayor al contenido de aceite en la nuez de la palma, soya y maní; por tanto puede considerarse como una materia prima alternativa para la fabricación de biodiesel (Issariyakul y Dalai, 2014, p.448).

3.1.2 EXTRACCIÓN HIDRÁULICA Y CON SOLVENTES

La extracción del aceite de ricino se llevó a cabo de acuerdo a la metodología empleada en el acápite 2.1.2., en las que el aceite se extrajo por dos métodos, cuyos resultados se presentan en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2. Rendimiento del proceso de extracción hidráulica y por solventes de aceite de ricino

PROCEDIMIENTO	ACEITE RECUPERADO (g)	RENDIMIENTO EN LA RECUPERACIÓN DE ACEITE (%)
Extracción hidráulica	40,37	46,66
Extracción con solventes	38,33	44,30
Total	78,7	90,96

De acuerdo a la determinación del contenido de aceite en la semilla en 200 g de la misma hay 86,52 g de aceite; de los cuales se recuperó 78,7 g de aceite. Esto demuestra que es posible incrementar los porcentajes de recuperación de aceite a través de métodos combinados. Mediante la extracción hidráulica las semillas se trituran y liberan parcialmente el aceite contenido en ellas; en la extracción con hexano se puede solubilizar y extraer el aceite remanente.

El rendimiento de la extracción con prensa hidráulica y calor libera la mayor parte del aceite y durante la extracción con hexano se libera casi por completo el contenido de aceite.

Los resultados obtenidos muestran que se puede optimizar el proceso de extracción de aceite al combinar dos métodos distintos que al ser empleados independientemente producen un rendimiento menor, en comparación al rendimiento obtenido al emplear ambos procesos en conjunto, por lo que se recuperó un 90,96 % del aceite.

En la Figura 3.1 se indica una muestra del aceite de ricino que se extrajo de la etapa de prensado hidráulico.

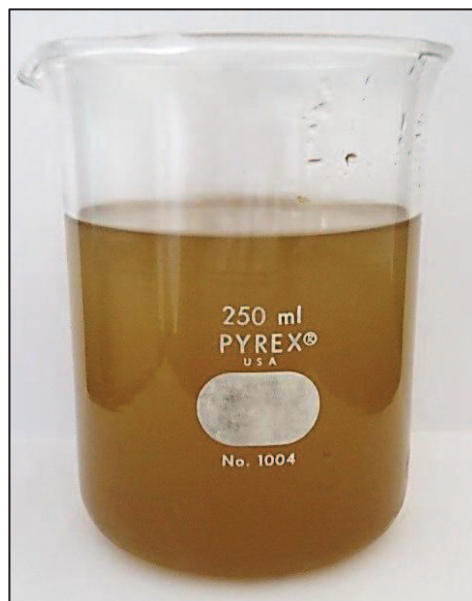


Figura 3.1. Aceite de ricino extraído mediante el proceso de prensado hidráulico

Se observa que el aceite de ricino extraído mediante la etapa mecánica presenta un color oscuro, esto se debe a impurezas presentes, como gomas, residuos de cáscara y endosperma de la semilla. Luego de 10 minutos después de la extracción estas impurezas empiezan a sedimentar y depositarse en el fondo del recipiente, lo cual facilita su separación.

La Tabla 3.3 muestra los resultados que se obtuvo de la caracterización química del aceite extraído por prensado hidráulico y por solventes.

Tabla 3.3. Resultados de la caracterización química del aceite de ricino extraído por prensado hidráulico y extracción con solventes.

ENSAYO	RESULTADO
Índice de acidez (mg KOH/ g aceite)	2,82
Índice de rancidez (meq. O ₂ /kg aceite)	6,82
Índice de yodo (cg de I/g aceite)	79
Índice de saponificación (mg KOH /g aceite)	166
Índice de refracción (n)	1,4782

Los resultados expuestos en la Tabla 3.3 indican que en el aceite de ricino obtenido presenta un elevado valor del índice de acidez debido a que el aceite presenta ácidos grasos libres. Este tipo de ácidos durante la reacción de transesterificación tienden a consumir el catalizador y formar jabones, reduciendo el rendimiento de la reacción.

La causa más frecuente para el deterioro de un aceite se debe a la rancidez ocasionada por oxidación; un elevado índice de rancidez indica que el aceite se puede deteriorar con mayor facilidad y producir malos olores.

El índice de yodo representa el grado de insaturación, número de dobles enlaces. Cuanto menor sea el valor del índice de yodo el biodiesel que se produzca a partir de este aceite será de mejor calidad.

El valor del índice de saponificación está relacionado con la tendencia a la formación de jabones. Un aceite con un bajo índice de saponificación tiende a formar menos jabones.

El índice de refracción caracteriza al tipo de aceite al igual que el índice de yodo; el índice de refracción disminuye al incrementarse el valor de yodo.

3.1.3 ACONDICIONAMIENTO Y CARACTERIZACIÓN DEL ACEITE DE RICINO

La etapa de acondicionamiento del aceite extraído se realizó con el fin de eliminar las impurezas del aceite, así como reducir la concentración de ácidos grasos libres presentes en el mismo. En la Figura 3.2 se indica una muestra de aceite de ricino que se obtuvo después de la etapa de acondicionamiento.

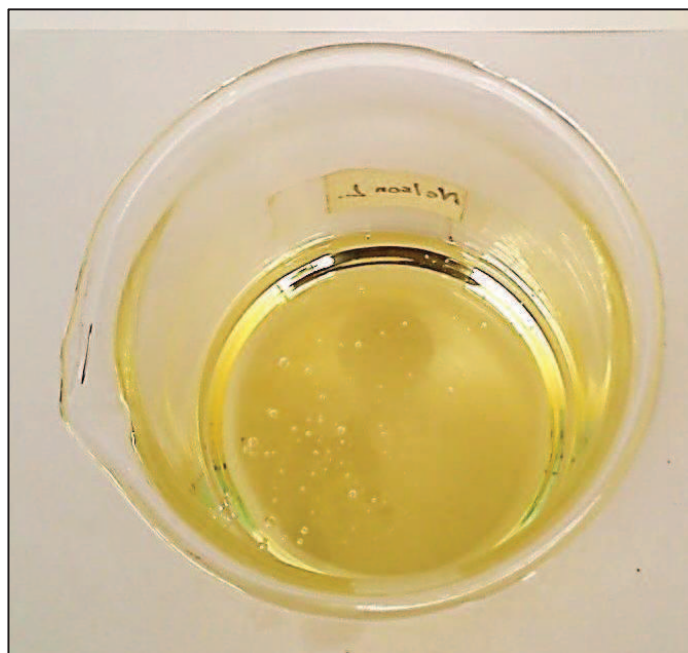


Figura 3.2. Muestra de aceite de ricino obtenida luego de la etapa de acondicionamiento

Se observa que la tonalidad del aceite de ricino se volvió más clara respecto al aceite crudo, esto se debe a que en la etapa de acondicionamiento se eliminaron la mayor parte de impurezas presentes en el aceite.

Para determinar la calidad del aceite que se obtuvo se procedió a la evaluación de los parámetros indicados en el acápite 2.1.3. En la Tabla 3.4. se presentan los resultados promedios de la evaluación del aceite de ricino acondicionado.

Tabla 3.4. Resultados de la caracterización físico química del aceite de ricino extraído y acondicionado

ENSAYO	RESULTADO
Densidad (g/ml)	0,961
Viscosidad dinámica (cP. a 20°C)	950
Índice de refracción (n)	1,4793

Tabla 3.4. Resultados de la caracterización físico química del aceite de ricino extraído y acondicionado (continuación...)

ENSAYO	RESULTADO
Índice de acidez (mg KOH/ g aceite)	0,45
Índice de yodo (cg de I/g aceite)	87
Índice de saponificación (mg KOH /g aceite)	183
Materia insaponificable (% masa)	0,69
Índice de rancidez (meq. O ₂ /kg aceite)	1,04
Humedad y materias volátiles (% masa)	0,136

La densidad del aceite de ricino presentó un valor de 0,961 g/ml, este valor concuerda con los resultados obtenidos por Madankar et al., (2013), y está dentro del rango establecido en Comprehensive Castor Oil report (2010).

El valor de viscosidad dinámica para el aceite de ricino es alto en comparación al de otros aceites vegetales a la misma temperatura, como el aceite de: palma, girasol, soya, entre otros, cuyos valores se encuentran entre 37,8 y 50 cP, el alto valor de esta propiedad ocasiona pérdidas de lubricidad y potencia. Esto se debe a la estructura molecular del aceite, la presencia de grupos funcionales polares que aumentan las fuerzas intermoleculares y por tanto las moléculas tienden a estar más unidas entre sí y consecuentemente incrementar su resistencia a la fluidez.

El índice de refracción obtenido concuerda con los resultados de Akpan et al. (2006), este parámetro se determinó para complementar la caracterización del aceite de ricino, debido a que este valor no está relacionado con la calidad del biodiesel (p.7).

El índice de acidez está relacionado con la cantidad de KOH necesario para neutralizar ácidos grasos libres en un aceite; la determinación de este parámetro es importante debido a que los ácidos grasos libres reaccionan con el catalizador consumiéndolo y formando jabones lo que disminuye el rendimiento de la reacción de transesterificación. El valor de acidez obtenido indica que se deben neutralizar los ácidos grasos libres y concuerda con Madankar et al., (2013).

El índice de yodo es un parámetro relacionado con el grado de insaturación (número de enlaces dobles) de los ácidos grasos en el aceite, por lo que este índice disminuye al aumentar la insaturación de los mismos.

El grado de insaturación está inversamente relacionado con el punto de fusión del aceite; al aumentar el grado de insaturación disminuye el punto de fusión; y debido a que la insaturación se mantiene luego de la transesterificación un aceite con una insaturación más alta y por tanto un mayor índice de yodo, producirá un biodiesel con un bajo índice de cetano; propiedad relacionada con la capacidad de ignición del combustible.

El valor del índice de yodo obtenido fue de 87, este valor concuerda con el valor obtenido por Madankar et al., (2013) y se encuentra dentro del rango indicado en Kirk y Othmer (2006).

El índice de saponificación para el aceite de ricino esta entre 176 a 184 mg KOH/g de muestra según Kirk y Othmer (2006). El aceite de ricino obtenido presentó un valor de 183 lo cual está dentro de este rango y por lo tanto la cantidad de jabón formada durante la reacción de transesterificación es baja, y que los efectos sobre el rendimiento de la reacción por presencia de reacciones competitivas son despreciables (p.156)

La materia insaponificable está conformada por los compuestos que no reaccionan con KOH para formar jabones, pueden ser: aceites minerales, pigmentos, fosfátidos y fosfolípidos

El aceite de ricino tiene un 0,69 % de materia insaponificable; valor que está dentro de las especificaciones según Kirk y Othmer (2006). Un elevado contenido de material insaponificable favorece la formación de emulsiones lo cual dificulta

que la glicerina se separe luego de la transesterificación y en el lavado del biodiesel lo que disminuye el rendimiento del proceso (p. 156).

El índice de rancidez está relacionado con el grado de oxidación de un aceite. En la primera etapa de la oxidación de grasas y aceites se forman peróxidos por la reacción del oxígeno en los puntos de insaturación de las cadenas de carbono de los ácidos grasos. Luego de la formación de peróxidos pueden ocurrir reacciones secundarias por las que se producen aldehídos, cetonas, alcoholes, etc. y luego compuestos cíclicos, aromáticos.

La oxidación de aceites y grasas es la principal causas de su deterioro lo que genera olores y sabores desagradables y los aceites con un mayor grado de insaturación son más propensos a la oxidación.

El valor obtenido de 1,04 indica que el aceite de ricino tiene una menor tendencia al deterioro por lo que puede almacenarse por mayor tiempo antes de usarse sin que sus propiedades organolépticas cambien.

El aceite de ricino empleado presentó un valor de humedad de 0,136 %, es un valor menor al obtenido por Canoira, García, Alcántara, Lapuerta y García-Contreras (2010), pero sin embargo puede causar problemas durante la reacción de transesterificación debido a que una cantidad de agua de incluso 0,1% puede reducir la conversión, por la formación de jabón (p. 212).

3.2 DETERMINACIÓN DEL RENDIMIENTO DEL PROCESO DE TRANSESTERIFICACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE BIODISEL

3.2.1 TRANSESTERIFICACIÓN CATALÍTICA

A partir del aceite obtenido se procedió a la determinación del efecto de la relación metanol con respecto al aceite y la cantidad de hidróxido de potasio en el rendimiento de la reacción de transesterificación para la elaboración de biodiesel

de acuerdo con el procedimiento señalado en el acápite 2.2.1, mientras que la variables para cada tratamiento se muestran en el Anexo III Tabla III.1.

Los parámetros que se mantuvieron fijos para cada uno de los experimentos fueron: el volumen de aceite, la velocidad de agitación, tiempo y temperatura de reacción.

La transesterificación se produce con una cantidad (molar) mínima de alcohol de 3 veces respecto a la cantidad de aceite; como es una reacción reversible es necesario utilizar relaciones molares de 6 y 9 respecto a la cantidad de aceite para mover el equilibrio de la reacción hacia el lado de los productos.

El índice de acidez del aceite de ricino fue de 0,45 mg KOH/ g aceite, por lo tanto para neutralizar los ácidos grasos presentes en 48,08 g de aceite empleado fue necesario utilizar una cantidad mínima de 21,62 mg de KOH por cada gramo de aceite. En este estudio se utilizaron 240,25 y 480,50 mg de KOH que corresponden al 0,5 y 1% respecto al peso del aceite, la cantidad restante sirvió como catalizador de la reacción.

A continuación se presentan las fotografías de los productos que se obtuvo luego de su respectivo tratamiento, se muestra una fotografía para cada tratamiento. Además se observa la separación de dos fases una inferior que constituye la fase glicérica y la fase superior correspondiente a los esteres metílicos o biodiesel.

Los resultados de la cantidad de biodiesel que se obtuvo con cada uno de los tratamientos se presentan en el Anexo III Tabla AIII.2.

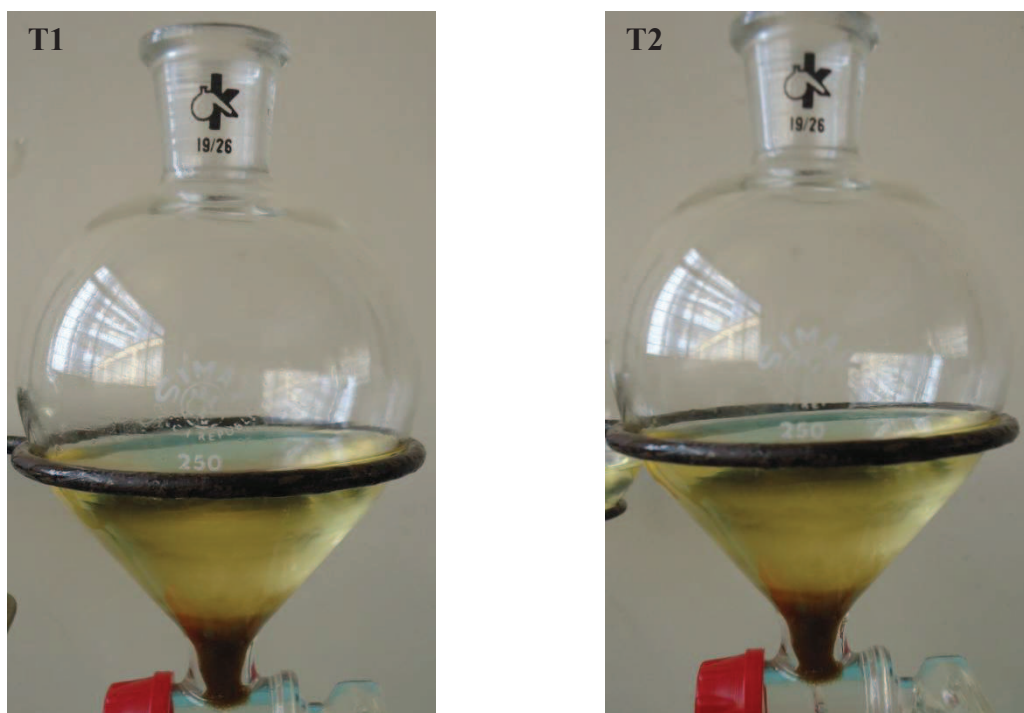


Figura 3.3. Fotografías de los productos obtenidos para los tratamientos T1 y T2

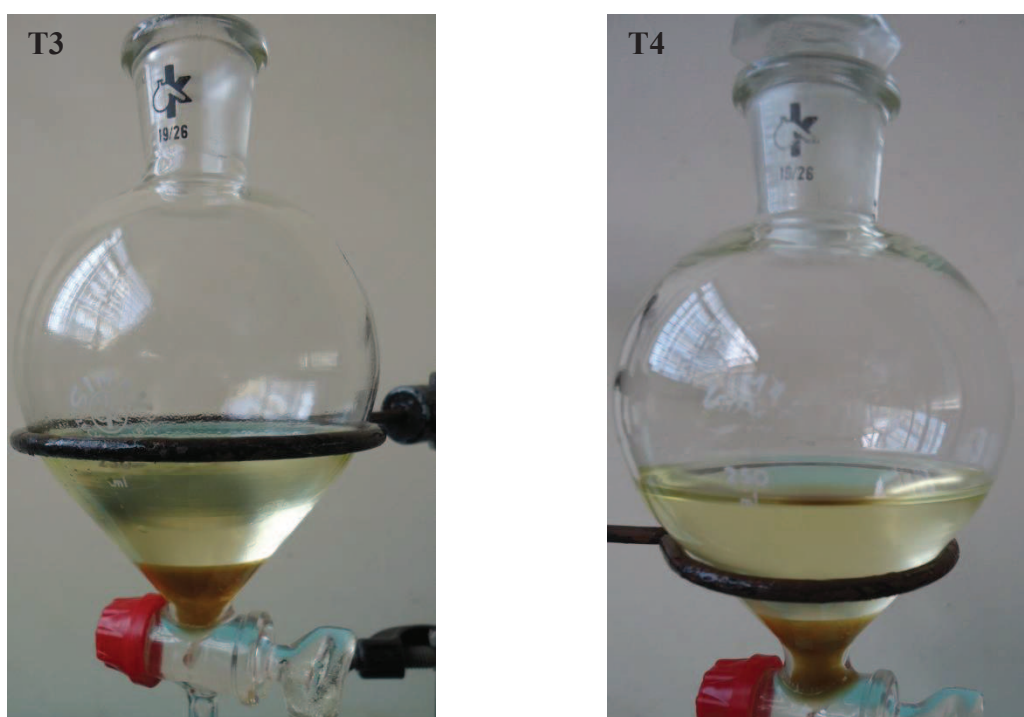


Figura 3.4. Fotografías de los productos obtenidos para los tratamientos T3 y T4

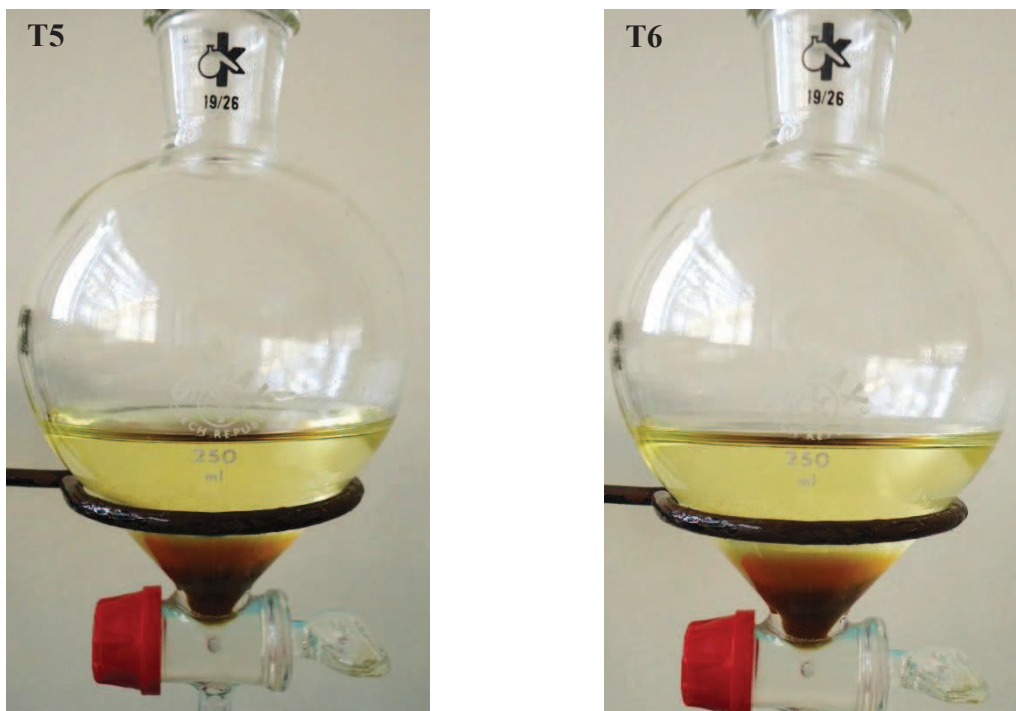


Figura 3.5. Fotografías de los productos obtenidos para los tratamientos T5 y T6

En la Figura 3.3 se muestran fotografías de los productos para los tratamientos T1 y T2. Estos tratamientos se realizaron con una cantidad de metanol estequiometría, es decir una relación de metanol aceite de ricino de 3 a 1, en la que se observa que la separación de fases no es total y aún existe cierta turbiedad presente luego de 24 h de sedimentación, por lo tanto para favorecer la formación de productos es necesario incrementar la relación molar metanol aceite de ricino.

En las Figuras 3.4 y 3.5 el biodiesel presenta un color claro y que la separación de fases fue total, tanto la fase glicérica y el biodiesel están claramente diferenciadas, además en la Figura 3.5 se observa que la fase glicérica ocupa un mayor volumen que en el de la Figura 3.4, esto se produce debido al incremento de metanol empleado en la reacción debido a que el exceso de reactivo desplaza el equilibrio de la reacción hacia el lado de los productos.

Se determinó el rendimiento de cada uno de los tratamientos, estos se muestran a continuación en la Tabla 3.5.

Tabla 3.5. Rendimiento del proceso de transesterificación para cada tratamiento realizado

TRATAMIENTO	RENDIMIENTO DE BIODIESEL OBTENIDO (%)
T1	69,18 ± 1.12
T2	73,06 ± 1.12
T3	76,29 ± 2.24
T4	82,11 ± 1.12
T5	84,05 ± 2.96
T6	91,81 ± 1.12

Los resultados muestran que el rendimiento se incrementa al aumentar la cantidad de metanol esto se debe a que el exceso de metanol desplaza el equilibrio hacia el lado de los productos Murat, Başak, Ersan y Ayşe. (2013).

3.2.1.1 Determinación de la influencia de las variables empleadas en el proceso de transesterificación catalítica

Para la determinación del efecto de las variables seleccionadas en la reacción de transesterificación para la elaboración de biodiesel a partir de aceite de ricino se ejecutó el análisis de varianza con dos factores ANOVA; para el análisis se asumió un nivel de confianza del 95 %.

Se muestran los resultados obtenidos en el programa STATGRAPHICS Centurion XV.I del diseño experimental usado en el proceso de transesterificación. En la Figura 3.6 se presenta el efecto de las variables experimentales en el rendimiento del proceso de obtención de biodiesel.

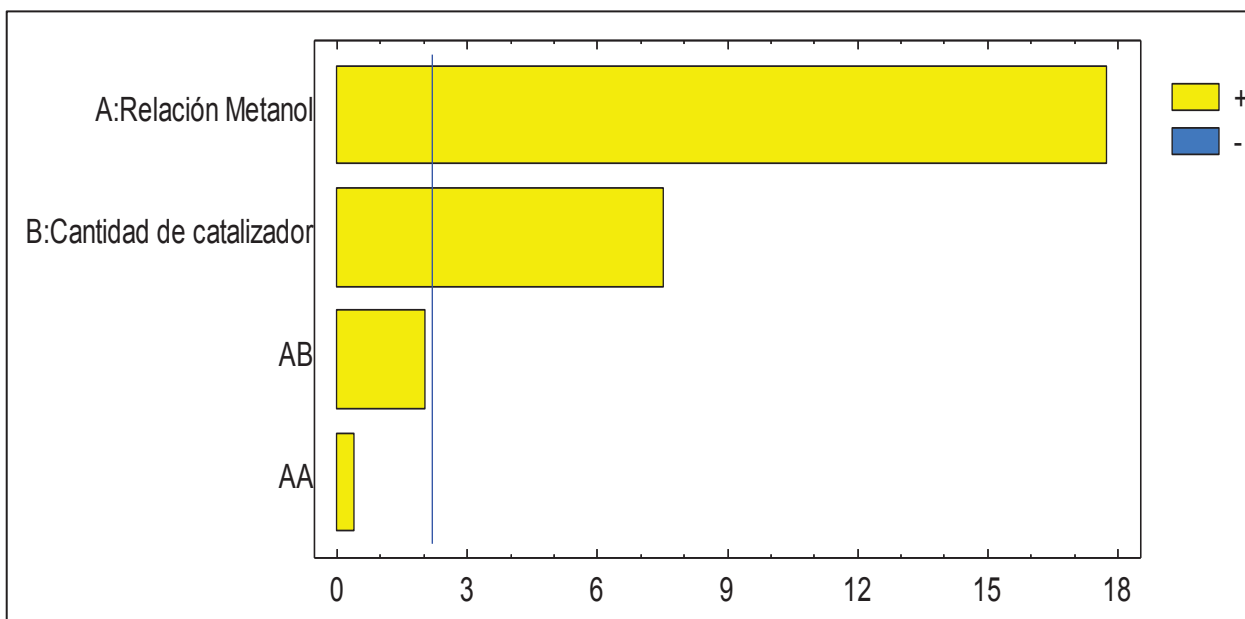


Figura 3.6. Diagrama de Pareto para efectos estandarizados de las variables experimentales sobre el rendimiento de la reacción de transesterificación del aceite de ricino

En la Figura 3.6 las variables experimentales se representan con barras horizontales, la línea vertical determina qué efectos son estadísticamente significativos con el 95 % de nivel de confianza, es decir las variables que crucen la línea vertical de izquierda a derecha tienen un efecto estadísticamente significativo en el rendimiento del proceso de transesterificación. Se observa que ambos factores afectan el proceso de transesterificación y la relación de metanol es la variable que más incide en la producción, seguida por la concentración de catalizador, este resultado concuerda con Cavalcante et al. (2010).

En la Figura 3.6 se indica que la interacción de ambas variables (AB) no tiene efecto estadísticamente significativo en el rendimiento del proceso. El color amarillo representa un efecto positivo mientras que el color azul un efecto negativo de las variables sobre el rendimiento del proceso de transesterificación, en el caso de que este exista.

El factor AA no tiene significado físico, es un parámetro que ayuda al ajuste matemático del modelo estadístico.

El efecto de las variables al pasar de un nivel bajo a uno alto se muestra a continuación en la Figura 3.7.

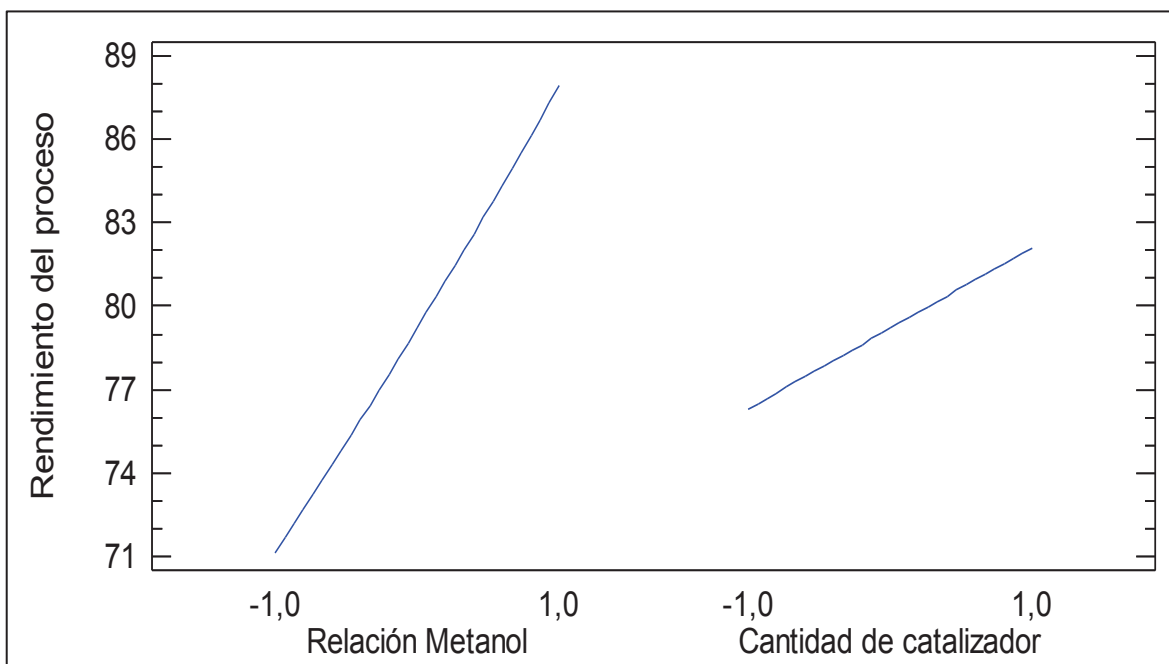


Figura 3.7. Efecto de las variables sobre el rendimiento del proceso de transesterificación del aceite de ricino

Este gráfico representa el rendimiento del proceso en función de cada variable experimental. El valor de -1,0 y 1,0 para cada variable representa el nivel inferior y superior respectivamente.

Se observa que para la relación molar de metanol respecto al aceite al pasar de un nivel bajo a uno alto el rendimiento del proceso se incrementa. Para la cantidad de catalizador se observa que cuando la concentración se incrementa el rendimiento del proceso no aumenta significativamente, esto indica que para obtener el mismo rendimiento se puede utilizar una menor cantidad de catalizador, este resultado se debe a que el aceite utilizado para la reacción presentó un bajo índice de acidez.

Las Figuras 3.8 y 3.9 muestran la interacción de la relación molar de metanol respecto al aceite de ricino y la cantidad de catalizador, y viceversa.

En cada figura los factores varían desde su nivel más bajo al más alto. El signo positivo o negativo indica si el segundo factor está en un nivel superior o inferior, mientras se muestra la tendencia del primer factor en dichos niveles.

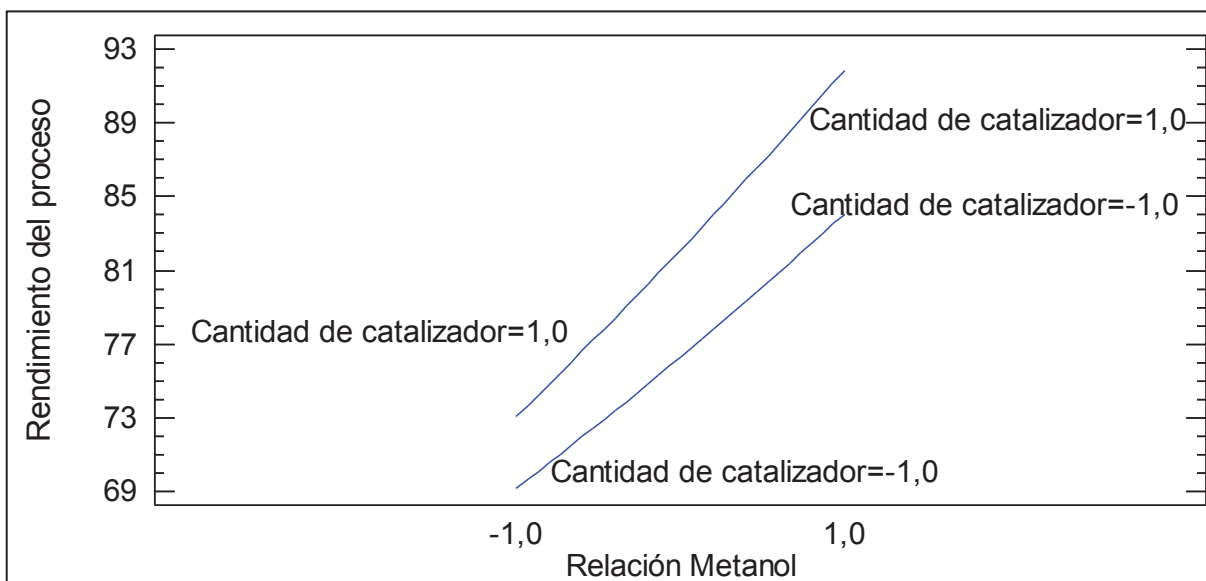


Figura 3.8. Interacción entre la relación molar metanol respecto a aceite de ricino y la cantidad de catalizador

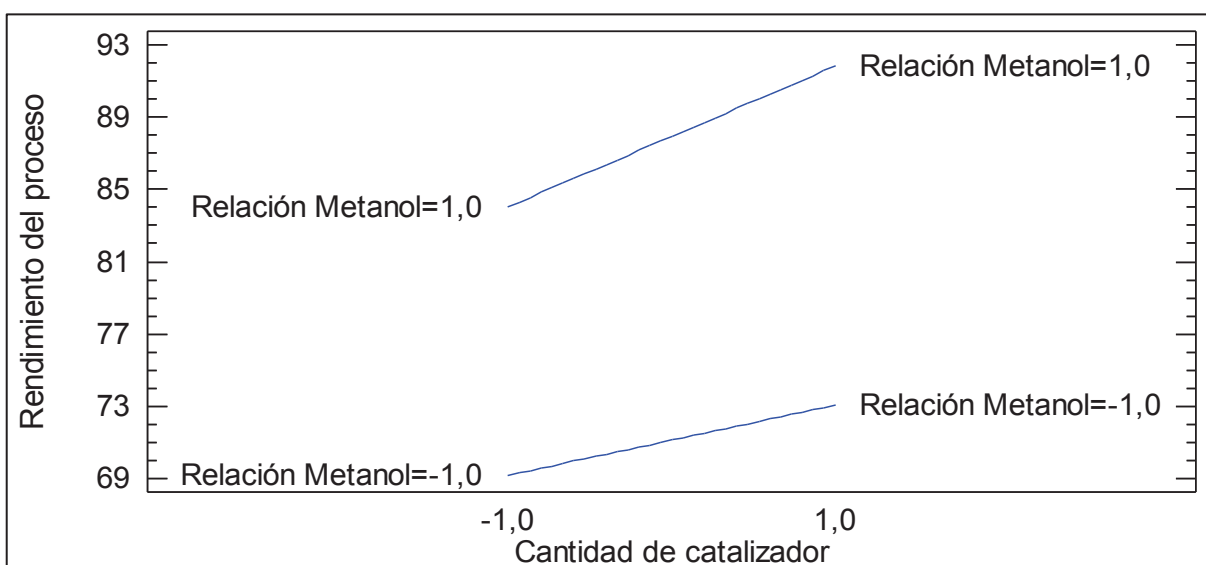


Figura 3.9. Interacción entre la cantidad de catalizador y la relación molar de metanol respecto a aceite de ricino

En la Figura 3.8 se aprecia que cuando la relación molar de metanol se mantiene en el nivel más bajo y al emplear en primer lugar la menor cantidad de catalizador se obtiene un 69% de rendimiento, y en segundo lugar la cantidad de catalizador más alta se obtiene 73% de rendimiento; y cuando se utiliza relaciones molares de metanol mayores y cantidades de catalizador bajas y altas se obtiene entre 85 y 93% de rendimiento, este resultado confirma que la cantidad de metanol necesaria para la reacción debe ser mayor que la cantidad estequiometría, para

que el equilibrio se desplace hacia el lado de los productos y por lo tanto se incrementa el rendimiento de la reacción de transesterificación.

En la Figura 3.9 se observa que cuando se emplea la mínima relación molar entre metanol a aceite de ricino y al incrementar la cantidad de catalizador, el rendimiento de la reacción varía desde 69 a 73 %; mientras que para una mayor relación metanol aceite de ricino e igualmente al aumentar la cantidad de catalizador se observa que el rendimiento se aumenta desde 85 a 92 %; estos resultados indican que el rendimiento de la reacción están relacionados en mayor medida a la cantidad de metanol que se utiliza para la reacción, debido a que al variar la cantidad de catalizador y fijar la mínima y luego la máxima cantidad de metanol el rendimiento no se incrementa significativamente.

Las Figuras 3.10 y 3.11 representan los niveles medios de cada factor, con esto es posible establecer si los distintos niveles de cada factor son significativamente diferentes. Un par de intervalos que no se traslapen horizontalmente indican que existe diferencia estadísticamente significativa entre ellos y que tienen un efecto independiente dentro del intervalo de confianza seleccionado.

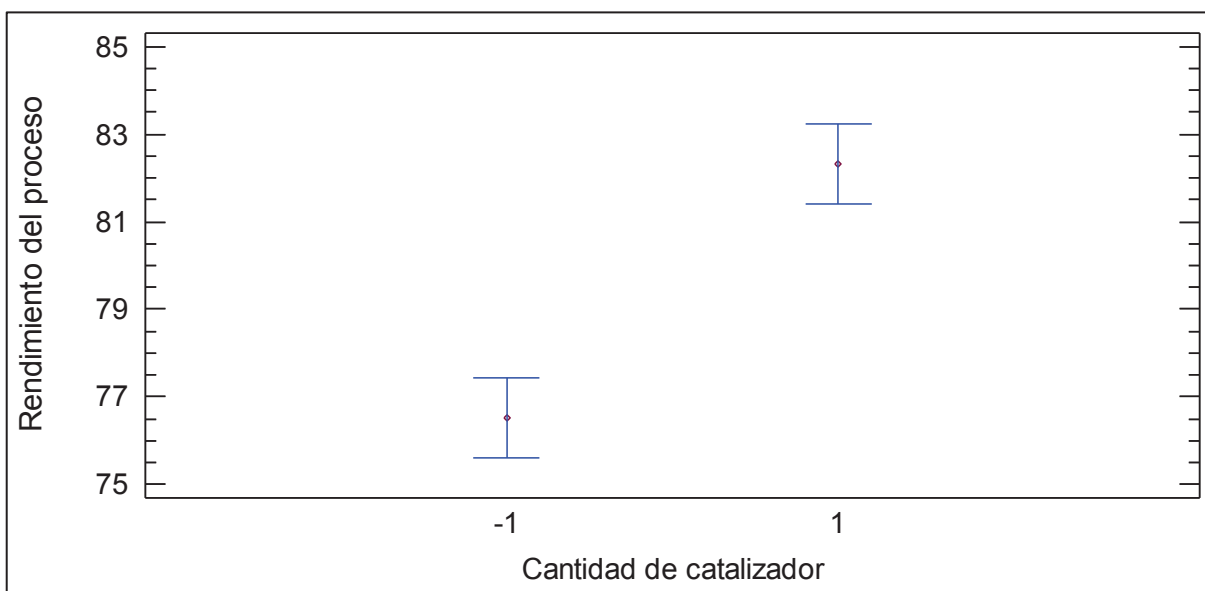


Figura 3.10. Gráfico de medias del rendimiento respecto a la cantidad de catalizador

En la Figura 3.10 se determina que con la menor concentración de catalizador, nivel -1 se obtiene un rendimiento aproximado de 77%; a medida que la concentración aumenta, al nivel 1 el rendimiento de la reacción de transesterificación se incrementa.

Además se observa que el rendimiento de la reacción depende de la cantidad de catalizador que se utilice, a menor cantidad de catalizador se tienen rendimientos bajos y viceversa. Esta relación puede determinarse gráficamente al observar que cada nivel tiene su propia región horizontal y estas no se traslapan o cruzan, por lo que ambos niveles para este factor son estadísticamente significativos, es decir que el emplear una determinada concentración de catalizador produce un rendimiento propio para esa determinada cantidad de catalizador.

En la Figura 3.11 se presenta la influencia de los distintos niveles de la relación molar de metanol respecto a aceite de ricino sobre el rendimiento de la reacción.

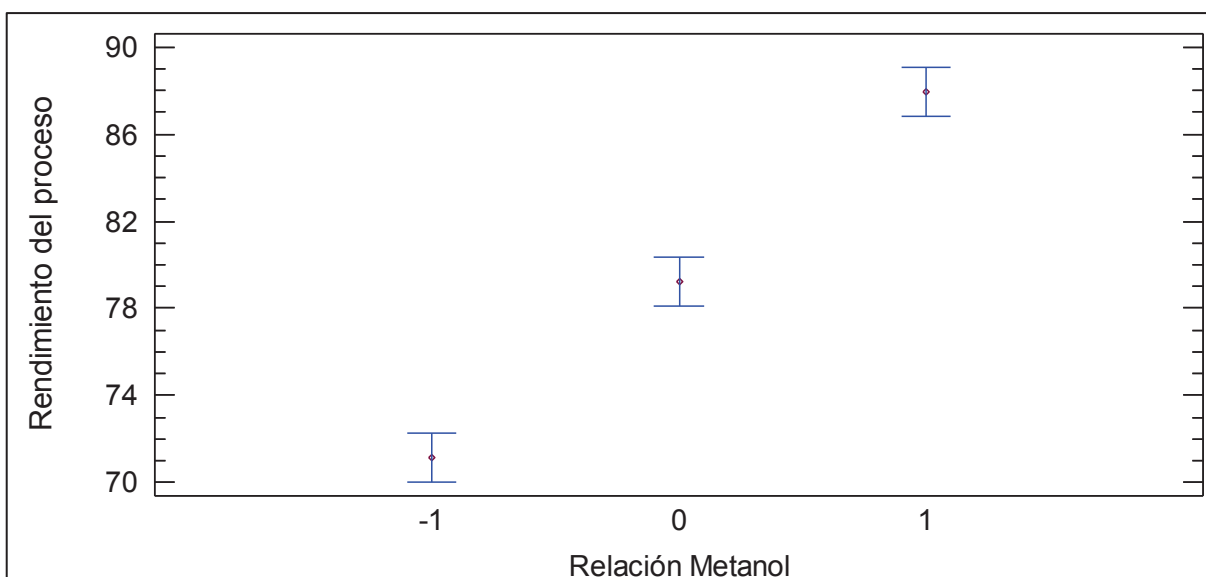


Figura 3.11. Gráfico de medias del rendimiento respecto a la relación molar metanol aceite de ricino

Tanto la concentración de catalizador y los distintos niveles de la relación molar de metanol respecto al aceite son estadísticamente significativos, las regiones conformadas por las medias de los tres niveles, no se traslapan es decir cada nivel afecta directamente el rendimiento de la reacción, por lo que para cada nivel se tiene un rendimiento determinado, y este se incrementa al aumentar la

cantidad de metanol. El incremento del rendimiento de la reacción aumenta al incrementarse la cantidad de metanol.

Además se determinaron los porcentajes de glicerina total, libre y ligada de la fase glicérica que resultaron en cada uno de los tratamientos de acuerdo a la metodología utilizada, los resultados se presentan a continuación en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Porcentaje promedio de glicerina total libre y ligada en la fase glicérica obtenida en el proceso de transesterificación catalítica

TRATAMIENTO	% GLICERINA TOTAL	% GLICERINA LIBRE	% GLICERINA LIGADA
T1	39,93 ± 0,20	23,98 ± 0,50	15,94 ± 0,36
T2	41,39 ± 2,20	26,38 ± 0,61	15,02 ± 1,92
T3	43,87 ± 0,31	29,84 ± 0,28	14,02 ± 0,40
T4	42,32 ± 1,58	30,19 ± 0,53	12,13 ± 1,11
T5	46,91 ± 0,67	36,53 ± 0,38	10,38 ± 1,02
T6	44,20 ± 0,42	35,78 ± 0,30	8,43 ± 0,38

Un indicativo empleado para determinar el grado de conversión de una reacción de transesterificación es el porcentaje de glicerina ligada, debido a que está relacionada con los mono, di y triglicéridos que no reaccionaron y continúan disueltos en la fase glicérica por lo que un bajo porcentaje de glicerina ligada indica una mayor conversión.

Para los tratamientos T1 y T2 los porcentajes de glicerina total y ligada son cercanos, estos tratamientos corresponden a los niveles más bajos de metanol que se utilizaron, el incremento de la relación molar de metanol a aceite de ricino favorece la conversión a esteres metílicos.

Los tratamientos T3, T4, T5 y T6 presentan mayores porcentajes de glicerina libre y menores porcentajes de glicerina ligada respecto a los dos primeros

tratamientos, debido al incremento de la relación molar metanol respecto al aceite de ricino esto mejoró la conversión de la reacción de transesterificación.

El resultado del porcentaje de glicerina ligada de los tratamientos T5 y T6 indican que al aumentar la cantidad de catalizador del 0,5 al 1 % de peso respecto al peso del aceite, el porcentaje de glicerina ligada disminuye de 10,38 % en el tratamiento T5 a 8,43 % para el tratamiento T6 respectivamente; al aplicar este tratamiento se obtuvo una mayor conversión.

Los resultados de la Tabla 3.6 muestran que al aumentar tanto la concentración de catalizador así como la relación molar metanol respecto al aceite de ricino se favorece la reacción de transesterificación debido a que el equilibrio se desplaza hacia el lado de los productos.

3.2.1.2 Optimización del modelo

Para optimizar los tratamientos con los cuales se produjo la reacción de transesterificación se utilizó un modelo de superficie de respuesta que en base a la combinación de niveles de las variables empleadas en el diseño experimental maximice el rendimiento del proceso. La Figura 3.12 muestra el gráfico de superficie para el estudio del rendimiento de la reacción de transesterificación.

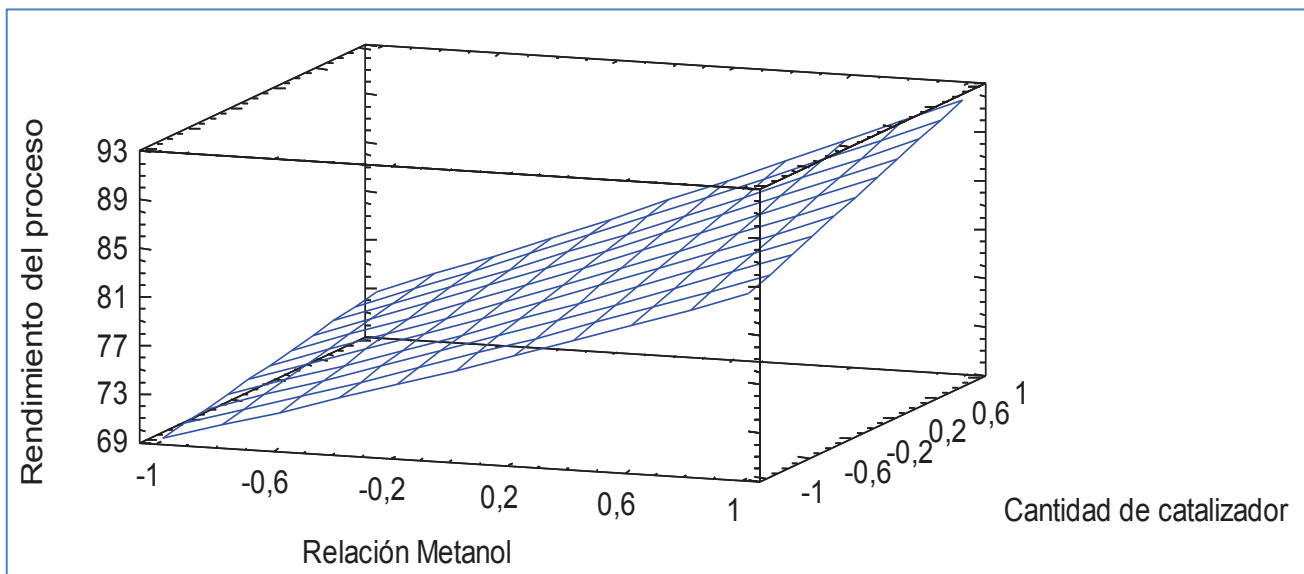


Figura 3.12. Superficie de respuesta del efecto de la cantidad de metanol y catalizador en el rendimiento de la reacción de transesterificación

En la Figura 3.12 se observa que al aumentar la cantidad de reactivo y catalizador el rendimiento del proceso de transesterificación también se incrementa, la superficie presenta valores máximos al emplear los niveles más altos de los dos factores que se utilizaron.

Tabla 3.7. Condiciones óptimas para maximizar el rendimiento de la reacción

Factor	Nivel bajo	Nivel alto	Nivel óptimo
Relación Metanol	-1,0	1,0	1,0
Cantidad de catalizador	-1,0	1,0	1,0

De acuerdo con la Tabla 3.7 las condiciones óptimas que maximizan el rendimiento de la reacción de transesterificación para la obtención del biodiesel se producen al trabajar en los niveles más altos de las variables del proceso, esto es con una mayor cantidad de catalizador y metanol. Para el catalizador 1 % en peso respecto al peso del aceite y para el aceite una relación molar de 9 a 1.

3.2.1.3 Espectro de absorción infrarroja del biodiesel obtenido para el nivel óptimo

A continuación en la Figura 3.13 se presenta el espectro del biodiesel en para el nivel óptimo, que corresponde al tratamiento T6.

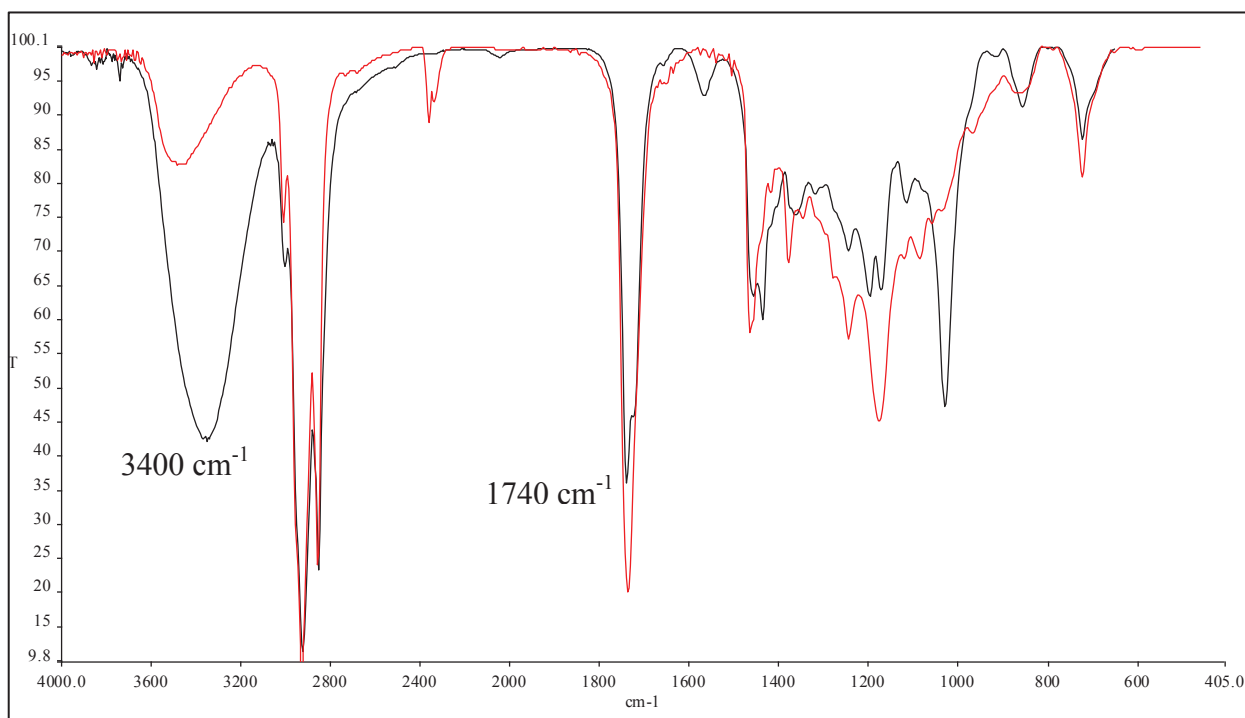


Figura 3.13. Comparación del espectro de absorción infrarroja del biodiesel de ricino del tratamiento T6 con el estándar

Se presenta el resultado del espectro de los esteres metílicos, la línea roja representa el espectro del estándar mientras que la línea negra el del biodiesel obtenido. La banda correspondiente al éster del ácido carboxílico está comprendida entre 1650 a 1800 cm^{-1} , la ubicación del éster metílico para se encuentra aproximadamente en 1740 cm^{-1} . Como indica la Figura 3.13 a esa longitud de onda las regiones del estándar y la muestra coinciden.

La región de 3400 cm^{-1} corresponde al grupo hidróxido, se observa que para la muestra este pico es más ancho que el del estándar, esto se debe al exceso de metanol a causa del tratamiento (García y Prieto, 2012, p.70; Conceio, Fernandes, Arajo, Farias, Santos y Souza, 2009, p.1524).

3.2.2 CARACTERIZACIÓN DEL BIODIESEL OBTENIDO

En la Figura 3.13 se aprecia una fotografía del producto obtenido, después de emplear las condiciones óptimas para este proceso que constan en la Tabla 3.8. Se muestra al biodiesel luego de la etapa de lavado y su posterior secado, para finalmente obtener un biodiesel purificado.

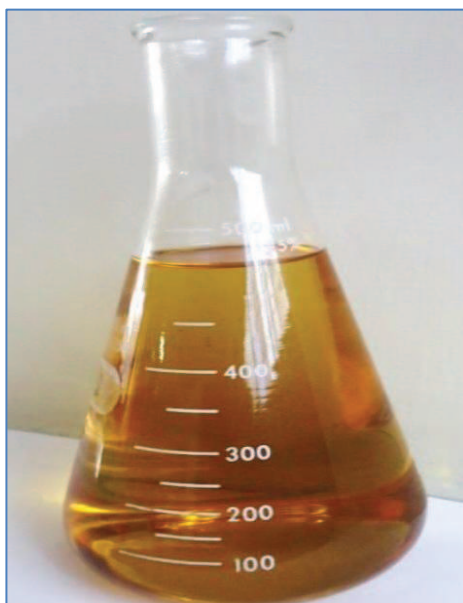


Figura 3.14. Muestra de biodiesel purificada

Para la caracterización y evaluación de las propiedades del biodiesel se procedió a transesterificar 250 ml aceite de ricino de acuerdo a las condiciones indicadas en la Tabla 3.8.

Tabla 3.8. Parámetros considerados para el proceso de transesterificación catalítica a partir de 250 ml de aceite de ricino para la obtención de biodiesel

PARÁMETRO	VALOR
Temperatura de reacción (° C)	50
Relación molar (metanol/aceite ricino)	9
% W Catalizador (KOH/Aceite)	1
Tiempo de reacción (min)	120
Velocidad de agitación (rpm)	200
Presión (atm)	0,72

Se procedió a realizar la caracterización de las propiedades del biodiesel obtenido de acuerdo los procedimientos indicados en los métodos oficiales A.S.T.M y que se especifican en el acápite 2.2.3, los resultados obtenidos se comparan con la norma INEN 2482, que fija los parámetros con que deben cumplir un biodiesel para ser utilizado como combustible y cuyos resultados se presentan en la Tabla 3.9.

Tabla 3.9. Resultados de la caracterización del biodiesel obtenido

ENSAYO	RESULTADO
Densidad a 15 °C (kg/m ³)	929
Punto de inflamación (° C)	200
Agua y sedimentos (% V)	0,8
Contenido de agua (mg /Kg)	> 800
Viscosidad cinemática a 40 °C (mm ² /s)	17,8
Cenizas sulfatadas (% W)	< 0.01
Contenido de azufre (mg/kg)	< 0,005
Corrosión en lamina de cobre	1B
Numero de cetano	34,72
Temperatura de destilación al 90% de recuperado (°C)	335,4
Índice de yodo (cg de I/ g)	81

Se determinó que algunos parámetros cumplen con los valores límites de la norma INEN 2482, que se indican en la Tabla 1.7.

El valor de la densidad del biodiesel de aceite de ricino está sobre el valor determinado por la norma INEN 2482, esto se debe a que las propiedades de un biocombustible están en función de las propiedades de la materia prima que se

emplea para su obtención. Para el aceite de ricino la presencia de un grupo hidroxilo determina un alto valor de viscosidad y densidad; los grupos hidroxilos permanecen luego de la reacción de transesterificación.

El valor de la viscosidad es importante por su efecto en la inyección del combustible, una viscosidad elevada ocasiona una mala atomización del combustible y por tanto gotas más grandes, pobre vaporización, taponamiento de filtros; una viscosidad baja ocasiona desgaste excesivo en las bombas de inyección y pérdida de potencia.

Cuando un combustible es muy viscoso es necesario implementar un sistema de precalentamiento para la inyección, bombeo y atomización.

El punto de inflamación o ignición representa la temperatura mínima a la cual los vapores del combustible se vuelven inflamables; por seguridad es importante determinar el valor del mismo. Un bajo punto de inflamación puede ocasionar que el combustible se inflame provoque una explosión y por lo tanto un incendio.

Este parámetro también está relacionado con la cantidad de metanol que no reacciona y aún permanece en el combustible. La presencia de metanol puede ocasionar daños en los equipos de bombeo. Un valor mayor a 130 °C asegura que la cantidad de metanol residual sea menor que el 0.2 % en peso.

La norma INEN 2482 establece un valor mínimo de 120°C; el biodiesel de ricino cumple con este parámetro, y por lo tanto para su transporte y almacenamiento no se requieren medias de seguridad más allá de las necesarias.

La presencia de agua en el biodiesel se debe a la etapa de lavado, y necesariamente debe seguir un proceso de secado con el fin de eliminar el agua residual.

El exceso de agua en el biodiesel puede ocasionar hidrolisis y con ello aparición de ácidos grasos libres, ocasionar corrosión, y generar un ambiente propicio para la proliferación de microorganismos. La presencia de sedimentos depende del proceso de producción, un valor alto indica que existe materia insaponificable, jabones e impurezas propias del proceso.

La norma establece un valor máximo de 0.05%, el valor de agua y sedimentos para el biodiesel de ricino fue de 0.8%, este valor presenta un alto contenido de agua y sedimentos respecto a la norma, y se debe en primer lugar a que el biodiesel es una sustancia higroscópica, por lo que tiende a absorber agua del medio, además que el proceso de secado no fue suficiente para eliminar el agua presente, es recomendable almacenar el biocombustible en recipientes cerrados, evitar su exposición al medio y optimizar el proceso de secado.

Las cenizas sulfatadas son materiales que se encuentran presentes en el biodiesel en forma de: jabones metálicos solubles, sólidos abrasivos y catalizadores no removidos; lo que puede ocasionar daño en inyectores, filtros y provocar desgaste de pistones y depósitos en el motor; por lo tanto un combustible de buena calidad presenta bajos valores de este parámetro.

El biodiesel de ricino cumple con el valor establecido en la norma INEN 2482, su valor es menor que el 0.02 % que la norma permite para biocombustibles; por lo tanto el biodiesel de ricino presenta un bajo contenido de sólidos abrasivos, por lo que cuando se utilice en un motor este tipo de biodiesel no ocasionaría daño al motor.

Para cuidar el sistema catalítico del escape es necesario determinar el contenido de azufre presente en el biocombustible, el valor del mismo está determinado por la cantidad de azufre presente en el aceite utilizado para elaborar el biocombustible, altas concentraciones de azufre generan emisiones de dióxido de azufre.

La cantidad de azufre presente en el biodiesel de ricino es menor al 0,005 % y por lo tanto cumple con el valor determinado por la norma; el contenido de azufre es bajo, por lo que cuando se combustione prácticamente no generará dióxido de azufre; este gas contribuye de manera significativa al incremento de la contaminación ambiental.

El número o índice de cetano es una medida utilizada para determinar las características del combustible y está relacionado con la ignición y la calidad de la combustión; un alto valor indica una mejor ignición debido a que el tiempo

transcurrido entre la inyección del combustible y el inicio de la combustión es corto, lo que implica un rápido arranque del motor. Un valor bajo indica una mala ignición y por lo tanto se incrementa el tiempo de arranque, además de provocar depósitos en el motor e incrementar el desgaste de pistones y altas emisiones de gases. El número de cetano es función de la materia prima y el grado de oxidación del biodiesel, por lo que se incrementa al incrementarse la longitud de la cadena de ácidos grasos y de grupos éster; el número de cetano disminuye al incrementarse el número de enlaces dobles.

El biodiesel de ricino presenta un número de cetano de 34,72, por lo que está bajo el parámetro que establece la norma. Este valor indica que el biocombustible obtenido presenta baja calidad de ignición, por lo que ocasiona el fenómeno denominado golpeteo, que se produce por la demora del tiempo de combustión. Este resultado es consecuencia de las propiedades del combustible, porque un alto valor de viscosidad ocasiona que los sistemas de inyección no pulvericen el combustible de una manera eficiente.

Para mejorar esta propiedad se pueden realizar pruebas con mezclas del biodiesel obtenido y el diésel normal en diferentes proporciones, para establecer la proporción óptima de ambos.

La prueba de corrosión en la lámina de cobre se realiza con el fin de conocer la acción corrosiva del biocombustible en materiales de bronce, zinc, latón o cobre que forma parte de los motores de los vehículos. La presencia de ácidos o compuestos de azufre pueden manchar la lámina de cobre, por lo que existe la posibilidad de que resulte corrosión en este material.

El biodiesel de ricino entró en la clasificación de 1B este valor es comparable el valor determinado en Conceicao, Candeia, Silva, Bezerra, Fernandes y Souza (2007) para biodiesel de ricino (p. 968).

El límite que la norma establece como máximo la clasificación en el grupo 3, por lo que el biodiesel de ricino cumple con este parámetro. El biocombustible obtenido no ocasionaría problemas de corrosión durante su almacenamiento, transporte ni en el momento de ser utilizado en el motor.

La determinación de la temperatura de destilación o temperatura al 90% de recuperado es importante para determinar la pureza del combustible, y si el combustible no está contaminado con sustancias de elevados puntos de ebullición como aceites lubricantes; el biodiesel que se obtuvo cumple con este parámetro.

El índice de yodo está relacionado con el número de dobles enlaces, es decir expresa cuán insaturados se encuentran los ácidos grasos e indica la estabilidad frente a la oxidación del combustible, depende tanto de la cantidad así como del lugar donde se encuentren los dobles enlaces. Valores altos de este parámetro indican una alta tendencia del combustible a la oxidación pero no establece si se formarán depósitos sólidos en el motor.

El biodiesel obtenido tuvo un valor de 81, cuyo valor está dentro de los límites establecidos por la norma INEN 2482, por lo tanto este combustible tiene poca tendencia a la descomposición y puede almacenarse por largos periodos de tiempo sin que se deteriore.

3.3 DISEÑO DEL REACTOR BATCH

A continuación se presenta el diseño de un reactor tipo batch de 100 L de capacidad. Los resultados que se obtuvieron experimentalmente sirvieron de base para establecer las condiciones de operación del reactor.

Para optimizar el proceso de transesterificación se implementaron varios equipos auxiliares. Los equipos auxiliares constan de: un tanque agitado donde se produce la disolución de hidróxido de potasio en metanol denominado tanque de metóxido y un tanque para los productos que se obtuvieron del proceso, en este tanque se lleva a cabo: la separación de la fase glicérica, el lavado y secado del biodiesel.

3.3.1 DESCRIPCIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DEL REACTOR Y EQUIPOS AUXILIARES

El proceso de transesterificación en el reactor se completa en un tiempo aproximado de 3 h, después de lo cual los productos se dejan en reposo por 24 h para que la separación de fases sea completa y el biodiesel se separe de la glicerina; para aprovechar la capacidad operativa del reactor se adiciona un tanque cuya capacidad es el triple de la capacidad del reactor, con el fin de reunir tres lotes de producto.

El proceso inicia en el tanque de metóxido, ahí se carga un volumen de aproximadamente 28,5 L de metanol se enciende el motor del agitador y se fija la velocidad en 200 rpm, se agregan 820 g de hidróxido de potasio como catalizador; la etapa de mezclado finaliza cuando el hidróxido este completamente solubilizado, esto ocurre aproximadamente a los 10 min de iniciada la mezcla.

Antes de iniciar la reacción de transesterificación se agregan 85 L de aceite de ricino al reactor, el aceite se precalienta hasta 30 °C, durante el calentamiento se enciende el motor del agitador y se fija una velocidad de 100 rpm, para que la temperatura del aceite se homogenice.

Tanto el tanque de metóxido así como el reactor están fijados sobre una estructura metálica. El tanque de metóxido se ubica en un nivel superior de dicho soporte con el fin de transportar el metóxido al reactor por gravedad. Se abre la válvula de paso del tanque de metóxido hacia el reactor, la mezcla de metóxido se adicionada gradualmente al aceite de ricino, la mezcla se calienta hasta una temperatura de 50° C, además se eleva la velocidad de rotación del agitador hasta 200 rpm, el proceso se mantiene a estas condiciones durante 2 h.

Luego de que la reacción llega a su fin, los productos son bombeados hacia el tanque de sedimentación, lavado y secado. Este tanque agitado tiene el triple de capacidad que el reactor con el propósito de producir tres lotes durante un tiempo aproximado de 8 h, luego de lo cual el producto se deja decantar por 24, para luego retirar la fase glicérica del biodiesel.

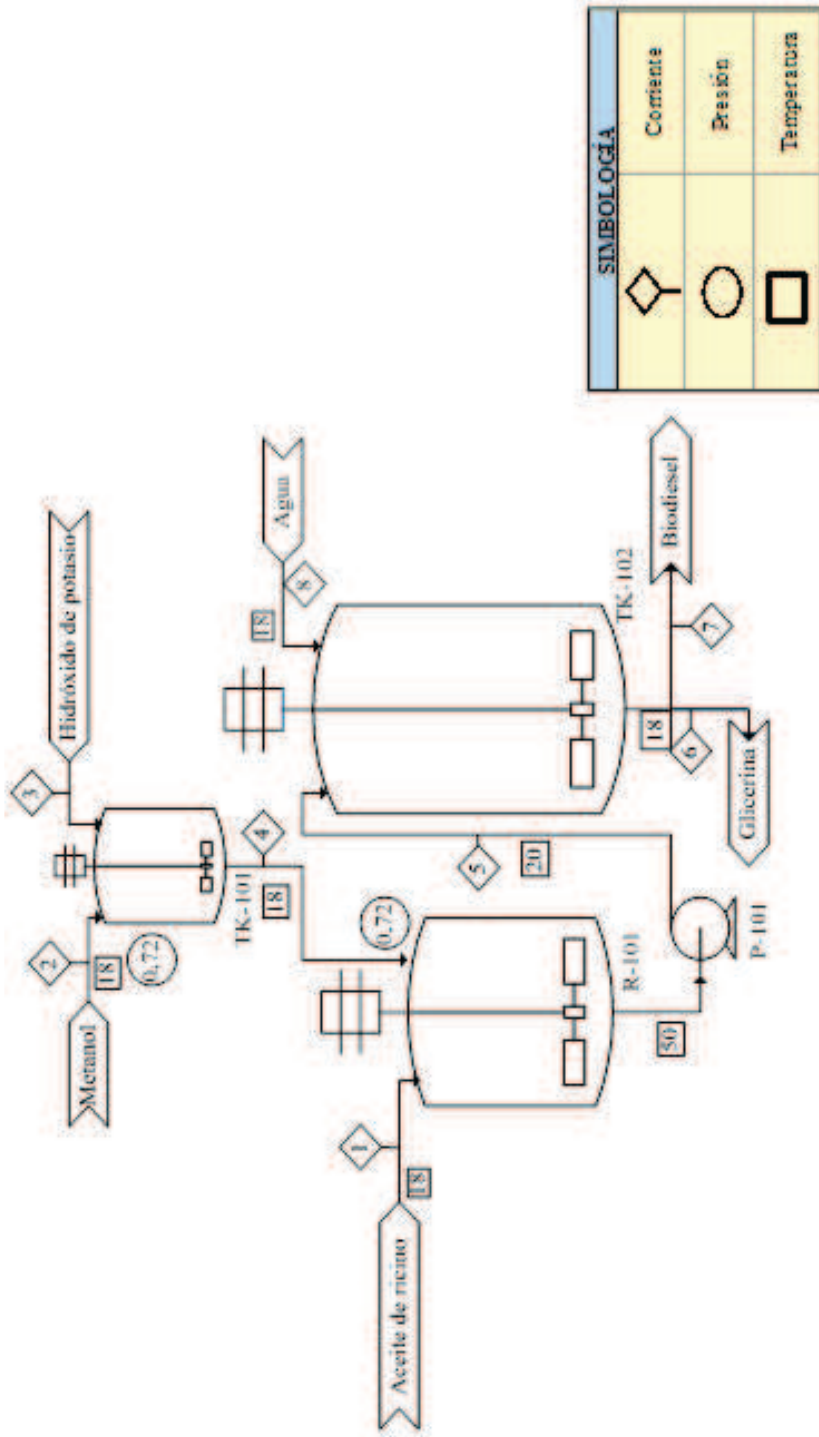
Una vez que se retiró la glicerina se procede a lavar el biodiesel, con una cantidad de agua igual al 50% del producto presente en el tanque, esta operación se la realiza 5 veces, a una velocidad de agitación de 100 rpm por 5 minutos con el fin de eliminar residuos de alcohol y glicerina presentes en el biodiesel.

Para eliminar los residuos remanentes de agua presentes en el biodiesel, se realiza la etapa de secado, a 100°C durante 1 hora, la cual tiene lugar en el mismo tanque, como medio calefactor se utiliza una resistencia eléctrica. El resumen del proceso de ilustra en la Figura 3.14.

También en la Figura 3.15 se ilustra el proceso de obtención de biodiesel mediante transesterificación, se aprecia un diagrama PFD.

Detalle del proceso	Operación	Transporte	Inspección	Espera	Almacenamiento	Tiempo (min)	Residuos
Colocar el aceite en el reactor						5	No
Precalentar el aceite de ricino						30	No
Llenar el tanque de metoxido con metanol						2	No
Adicionar KOH al tanque de metoxido						2	No
Agitar y homogenizar los reactivos en el tanque de metoxido						10	No
Enviar la solución de metoxido al reactor						5	No
Reacción de transesterificación						120	No
Enviar los productos al tanque de almacenamiento						5	No
Dejar que los productos decanten						1440	Si
Lavar biodiesel con agua						5	Si
Secar biodiesel						60	No
Almacenar biodiesel						-	No

Figura 3.15. Diagrama de proceso para la elaboración de biodiesel a partir de aceite de ricino



SIMBOLOGÍA	
	Corriente
	Brasión
	Temperatura

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA	
Nombre del proyecto: REACTOR BATCH PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE DE RICINO	
LÍNEA DE OBTENCIÓN DE BIODIESEL	
Elaborado por: Nelson Lombardi L.	PÁGINAS 1 de 1 PFD
Fecha: 07/10/2014	

Número de corriente	1	2	3	4	5	6	7	8
Temperatura (°C)	18	18	-	20	50	20	20	18
Presión (atm)	0,72	0,72	-	-	-	0,72	0,72	-
Metanol (kg)	-	24,5	-	-	-	-	-	-
Hidróxido de potasio (sólido) Kg	-	-	0,82	-	-	-	-	-
Biodiesel (kg)	-	-	-	-	-	-	72,73	-
Glicerina (kg)	-	-	-	-	-	-	8,05	-
Agua (kg)	-	-	-	-	-	-	-	117,06

Figura 3.16. Diagrama de flujo del proceso de transesterificación para la obtención de biodiesel

En las siguientes secciones se muestran las especificaciones técnicas tanto del reactor, así como de los equipos auxiliares.

En la Tabla 3.10 se detalla la nomenclatura de los equipos que forman parte del proceso de transesterificación de aceite de ricino para obtener biodiesel.

Tabla 3.10. Nomenclatura de equipos del proceso de transesterificación

LISTA DE IDENTIFICACIÓN	
IDENTIFICACIÓN	EQUIPO
TK-101	Tanque para el mezclado de metóxido
TK-102	Tanque de almacenamiento de biodiesel
R-101	Reactor batch para transesterificación

3.3.2 DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR Y EQUIPOS AUXILIARES

El material que se escogió tanto para el reactor así como para los tanques auxiliares es acero inoxidable 304 por resistencia a la mezcla reaccionante y a sus productos.

Con referencia al dimensionamiento de los equipos en la Tabla 3.11 se muestran las dimensiones tanto del reactor así como de ambos tanques.

Tabla 3.11. Dimensiones de los equipos para el proceso de transesterificación

EQUIPO	ALTURA (m)	DIÁMETRO (m)
Reactor	0,66	0,44
Tanque de metóxido	0,45	0,30
Tanque de almacenamiento de biodiesel	1,04	0,70

La Tabla 3.11 muestra las dimensiones de los equipos, estas guardan una relación de aproximadamente 1.5 veces, este valor cumple el criterio de similitud geométrica, el cual establece que las dimensiones entre en el prototipo y el

modelo deben tener una relación constante, y se encuentra acorde con Anyanwu, Mbajorgu, Oparaku, Odigboh y Emmanuel (2012) quienes indican que la altura y el diámetro de un reactor deben mantener una relación comprendida entre 0,75 y 1,5 respectivamente respecto a la altura del mismo (p. 42).

En la tabla 3.12 se presentan el volumen, nivel de operación de los equipos y el volumen real de dichos equipos.

Tabla 3.12. Valores de diseño para los equipos del proceso de transesterificación

EQUIPO	CAPACIDAD REAL (L)	CAPACIDAD DE OPERACIÓN (L)	NIVEL DEL LÍQUIDO EN LA PARTE CILINDRICA (m)
Reactor	100	93,81	0,57
Tanque de metóxido	31,40	28,56	0,37
Tanque de biodiesel	393,3	234,12	0,50

La Tabla 3.12 muestra que el volumen de operación de los tanques es aproximadamente el 90% de la capacidad real de los equipos, y por lo tanto para cada recipiente existe un espacio libre o espacio de cabeza que coincide con el reportado en Hall (2012) donde se indica que el espacio libre debe ocupar un 10% de la capacidad del recipiente (p. 149).

El nivel de líquido en el reactor se determinó en base a cálculos estequiométricos de la reacción de transesterificación y corresponde al volumen tanto de productos como de reactivos. El nivel en el tanque de metóxido se estableció de acuerdo a la cantidad deseada de producto; las dimensiones y nivel en el tanque de almacenamiento de biodiesel corresponden a las necesarias para acumular tres lotes de producto.; el nivel del líquido en ambos equipos auxiliares corresponde a la consideración del 10% de espacio de cabeza.

3.3.3 DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE AGITACIÓN PARA EL REACTOR BATCH Y TANQUE DE METÓXIDO

En la Tabla 3.13 se muestran los resultados del dimensionamiento del sistema de agitación para el reactor y tanque de metóxido, la velocidad de rotación para ambos tanques es de 200 rpm.

Tabla 3.13. Dimensionamiento del sistema de agitación para el reactor y tanque de metóxido de sodio para una velocidad de rotación de 200 rpm

	EQUIPO		
	REACTOR	TANQUE DE METÓXIDO	TANQUE DE BIODIESEL
Tipo de agitador / impulsor	Turbina de 4 aspas rectas	Turbina de 4 aspas rectas	Turbina de 4 aspas rectas
Diámetro del agitador (cm)	15	10	23
Ancho de la paleta (cm)	6,0	3,7	9,5
Alto de la paleta (cm)	3,0	2,0	5,0
Longitud del eje (cm)	76	55	114
Espesor del eje (cm)	0,19	0,19	0,19
Numero de potencia	7	7	7
Potencia del motor (HP)	1/3	1/3	1/3

En la Tabla 3.13 se observa que el agitador escogido para el reactor y equipos auxiliares es un agitador tipo turbina de 4 aspas rectas, el esquema del mismo se indica en la Figura AVI.1; este clase de agitador crea un patrón de flujo radial como se indica en la Figura 1.9, crea además una buena turbulencia indispensable para obtener una adecuada mezcla, se utiliza para viscosidades bajas y su costo de fabricación es bajo. El agitador se ubica cerca del fondo del reactor y del tanque de metóxido para asegurar una buena mezcla (Dickey, 2009, p. 75); para disoluciones este tipo de agitador promueve la circulación desde el fondo del recipiente lo que evita la sedimentación de solidos que aún no se han disuelto.

Las dimensiones del agitador se determinaron en base al diámetro interno del reactor y del tanque de metóxido respectivamente y cumplen con las relaciones establecidas en McCabe (2006) para el diseño estándar de una turbina (p. 262).

El espesor determinado para los tres ejes asegura que cada uno es capaz de soportar un torque de aproximadamente 12 N m cuando gire a una velocidad de 200 rpm.

El número de potencia está directamente relacionado con la potencia necesaria para girar el impulsor a una velocidad determinada, para agitadores tipo turbina y Reynolds mayores a 10 000 el número de potencia es prácticamente constante e igual a 7, como se muestra en la Figura AVI.2.; por lo tanto para el sistema de reacción la potencia del motor se determina teniendo en cuenta la velocidad de rotación de lo cual se tiene que para girar el impulsor a una velocidad de 200 rpm se necesita un motor cuya potencia no sea inferior a 1/3 de HP.

3.3.4 DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

El sistema de transferencia de calor proporciona la energía necesaria para las siguientes etapas del proceso de obtención de biodiesel como: precalentamiento del aceite de ricino, calentamiento de la mezcla reaccionante y mantener la temperatura para mantener la reacción de transesterificación y la posterior etapa de secado del biodiesel obtenido.

El sistema de calentamiento seleccionado es una resistencia eléctrica de tipo tubular de inmersión, este tipo de resistencia se encuentra sumergida dentro del medio a calentar, utilizan la sustancia a calentar como refrigerante, debido a que de no transmitir calor la resistencia se funde en poco tiempo.

Para evitar cualquier tipo de corrosión en la resistencia el material de construcción es acero inoxidable 321, en la Tabla 3.14 se presentan las dimensiones y potencia de la resistencia seleccionada.

Tabla 3.14. Especificaciones de la resistencia eléctrica para el reactor y tanque de biodiesel

	EQUIPO	
	REACTOR	TANQUE DE BIODIESEL
Número de resistencias necesarias	1	2
Potencia, KW	4,5	4,0
Longitud de inmersión, mm	570	745
Diámetro de la rosca, mm	50,80	50,80
Número de horquillas	3	3

Para la etapa de precalentamiento y calentamiento de la mezcla reaccionante en el reactor se necesita una potencia aproximada de 3,9 KW durante 2 h; y 7,8 KW para el sistema de calentamiento del tanque de biodiesel durante 1 h; los valores de las potencias expuestas en la Tabla 3.15 están referidos a valores comerciales más comunes de resistencias.

Ambas resistencias se ubican en la parte de superior de cada equipo respectivamente; para el caso del tanque de biodiesel se escogieron dos resistencias porque las dimensiones de una sola resistencia que proporcione la misma potencia necesitarían serían mayores que las dimensiones del equipo.

3.4 ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROCESO

3.4.1 EVALUACIÓN PRELIMINAR DEL COSTO DE PRODUCCIÓN POR LITRO DE BIODIESEL

Para establecer el precio por un litro de biodiesel a partir de aceite de ricino se presentan los datos generales de la producción estimada durante un año de operación del reactor, que operaría en una jornada de 8 h diarias, estos datos se presentan a continuación en la Tabla 3.15.

Tabla 3.15. Datos Generales de la producción de biodiesel de ricino en un año.

PARÁMETRO	VALOR	UNIDAD
Capacidad del reactor	78 550,2	kg/año
Días de operación al año	360	días/año
Tipo de proceso	Líquido -líquido	

3.4.1.1 Costos de producción

Para determinar los costos totales de producción se consideran los costos de las materias primas, el costo por mano de obra y costos por servicios industriales.

Los costos por materias primas abarcan el costo de: el aceite de ricino, metanol, hidróxido de potasio con una cantidad requerida de 245,05, 73,52 y 2,42 kg/día respectivamente para cada reactivo.

Los costos por servicios industriales comprenden el: gasto energético del sistema de agitación cuya potencia es de 1/4 HP que opera durante 12 horas, el sistema de calentamiento en el que se emplean tres resistencias cuyo consumo energético corresponde a 18,31 KW/día, y la potencia de la bomba de 1/4 HP con un funcionamiento de 30 min al día.

El agua como servicio industrial se utiliza únicamente para lavar el biodiesel y se emplean 1755,865 kg/día de agua.

En la Tabla 3.16 se muestran los costos totales de producción, donde C_Q representa los costos de materias primas y C_L representa los costos de servicios industriales y mano de obra.

Los costos totales de producción se determinaron mediante la ecuación [3.1]:

$$C_Q + C_L = \text{Costos totales de producción} \quad [3.1]$$

Tabla 3.16. Costos de producción

PARÁMETRO	VALOR (\$)
C _Q	452 726,39
C _L	5 975,93
Costos totales de producción	458 702,32

El detalle de los requerimientos de materias primas y de servicios industriales se detallan en la Tabla 3.17.

Tabla 3.17. Requerimiento de materias primas y servicios industriales

PARÁMETRO	VALOR	UNIDAD	PRECIO UNITARIO (\$)	VALOR DIARIO (\$)
Aceite de ricino	245,05	kg/día	4,68/kg	\$ 1146,83
Metanol	73,52	kg/día	1,39/ kg	\$ 101,97
Hidróxido de potasio	2,45	kg/día	0,40/ kg	\$ 4,90
Consumo diario de energía eléctrica	36,68	kWh/día	0,10/ kWh	\$ 3,67
Agua	1 755,86	kg/día	0,72/m ³	\$ 1,26

El precio por litro de aceite se calculó mediante la ecuación [3.2]

$$\text{\$ por litro de biodiesel} = \frac{\text{costos totales de producción}}{\text{producción anual de biodiesel}} \quad [3.2]$$

El precio que se obtuvo fue de \$ 5,42 por cada litro de biodiesel producido.

3.1.1.1 Inversión

Para el cálculo de la inversión total requerida de los equipos empleados para la producción de biodiesel se empleó factores con los que se determina el costo de inversión en equipos y finalmente su inversión total, estos factores se detallan en la Tabla 3.18.

Tabla 3.18. Factores para el cálculo de costos sobre la inversión de equipos

Tipo de planta	Fracción sobre la inversión de equipos		
	Planta procesadora de sólidos	Planta procesadora sólido-fluido	Planta procesadora de fluidos
Costos directos			
Instalación de equipos adquiridos	0,45	0,39	0,47
Instrumentación y control (instalados)	0,09	0,13	0,18
Sistema de tubería (instalado)	0,16	0,31	0,66
Sistema eléctrico (instalado)	0,10	0,10	0,11
Construcciones	0,25	0,29	0,18
Mejoras exteriores	0,13	0,12	0,10
Instalaciones de servicio	0,40	0,55	0,70
Total costos directos			
Costos indirectos			
Ingeniería y supervisión	0,33	0,32	0,33
Gastos de construcción	0,39	0,34	0,41
Gastos legales	0,04	0,04	0,04
Cargo de contratista	0,17	0,18	0,21
Contingencia	0,34	0,36	0,42
Total costos indirectos			
Inversión en capital fijo			
Costo de capital de trabajo	0,68	0,74	0,86
Capital total invertido			

(Peters y Timmerhaus, 1991, p.183)

En la Tabla 3.19 se muestra el detalle de los equipos requeridos para la producción de biodiesel, este sistema cuenta con 3 tanques: un reactor, un tanque de mezcla y un tanque de almacenamiento de producto terminado, además para completar el sistema se requiere un sistema de agitación para cada tanque, un sistema de calentamiento para el reactor constituido por una resistencia eléctrica y por último el empleo de una bomba centrífuga. La inversión para equipos es de \$ 3 205,80 sobre este dato se calcularon los costos directos e indirectos mediante el uso de factores que corresponde a una planta de funcionamiento líquido/líquido, estos factores se encuentran en la Tabla 3.19 los cálculos con los que se determinó los costos de los tanques se muestra en el Anexo VII.

Tabla 3.19. Inversión en Equipos

EQUIPOS PRINCIPAL	UNIDADES	TOTAL (\$)
Reactor R- 101, Tanque TK-101, Tanque-102	3	1 189,68
Sistema de agitación	3	1 461,0
Bomba centrífuga	1	205,12
Resistencia	3	350
IEF		3 205, 80

IEF representa el costo total por los equipos, para determinar la inversión total fija se consideraron costos directos e indirectos, se utilizó los factores correspondientes sobre el monto total de la inversión en equipos y se sumaron cada uno de los costos, de esto se determinó que la inversión fija corresponde a un valor de \$ 12 214,10, estos valores se detallan a continuación.

Tabla 3.20. Costos directos, costos indirectos e inversión fija

PARÁMETROS	VALOR (\$)
Costos Directos ($\Sigma fd=2,4$)	7 693,92
Costos Indirectos ($\Sigma fi=1,41$)	4 520,18
Inversión Fija (I_E)	12 214,10

Los factores relacionados con los costos directos (F_D) e indirectos (F_I) se encuentran en la Tabla 3.20 y los cálculos de la determinación de la inversión fija se encuentran en el Anexo VI.

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES

- ❖ De acuerdo a la caracterización fisicoquímica de la semilla de ricino se estableció que el contenido de aceite fue del 43,26 %, sin embargo este tipo de semillas pueden presentar concentraciones de aceites mayores al 50 %, por lo que esta semilla puede constituir una importante materia prima para la elaboración de biocombustibles.
- ❖ Se determinó que los parámetros tales como, humedad, cenizas, proteínas, carbohidratos y fibra cruda presentan valores a los descritos en bibliografía para este tipo de semilla.
- ❖ La torta que se obtuvo del proceso de extracción puede ser empleada como fertilizante, y gracias a la presencia de toxinas pueden eliminar hongos del suelo e inclusive controlar la actividad de plagas.
- ❖ El rendimiento del proceso de extracción de aceite de ricino se incrementa al combinar medios mecánicos y químicos; al utilizar esta metodología se obtuvo un rendimiento global del 90,96 %, en comparación con un rendimiento del 44,3 y 46,66 % para la extracción hidráulica y con solventes respectivamente.
- ❖ El aceite de ricino recién extraído presenta una coloración oscura, además de impurezas como: residuos de semilla, gomas, ácidos grasos libres entre otros, que pueden ser eliminados primero al dejar que estén impurezas se sedimenten y mediante un proceso de acondicionamiento.
- ❖ El proceso de acondicionamiento logró eliminar la mayor parte de impurezas presentes en el aceite, además de reducir el índice de acidez de 6.82 hasta 0,45 (mg KOH/ g aceite) y el índice de rancidez de 6,82 a 1,04.

- ❖ De la caracterización física química el parámetro que sobresale es el valor de la viscosidad, alto en comparación con otros aceites vegetales; además se estableció que los valores de los demás parámetros analizados son similares a los establecidos en bibliografía para este tipo de aceite.
- ❖ En base al análisis del diseño factorial mixto 3 x 2, se determinó que tanto la relación molar metanol a aceite así como la concentración de catalizador afectan el rendimiento de la reacción, pero la relación molar metanol/aceite es la variables cuyo efecto es más significativo.
- ❖ Se estableció que al aplicar el tratamiento T6 se puede obtener una mayor conversión cuando se incrementan tanto la relación molar metanol a aceite así como la cantidad de catalizador, con estas condiciones el rendimiento fue del 91,81 %.
- ❖ El biodiesel de ricino obtenido mediante proceso de transesterificación catalítica básica cumple con el 72 % de los parámetros analizados y establecidos en la norma INEN 482:2009. Los valores densidad, viscosidad e índice de cetano se encuentran fuera de los límites determinados en esta norma.
- ❖ Para dimensionar el reactor tipo batch se estableció una relación diámetro altura de 1,49 de acuerdo a la metodología experimental y se determinó que el reactor batch de 100 L de capacidad tenga 44 cm de diámetro y 66 cm de altura.
- ❖ Como material de construcción del reactor se escogió acero inoxidable 304 y de 5 mm de espesor tanto para las tapas así como para el cuerpo del reactor.
- ❖ El sistema de agitación del reactor está compuesto de un agitador de turbina de aspas planas y un motor de 1/3 HP.
- ❖ La energía necesaria para el calentamiento y reacción será suministrada por una resistencia eléctrica de 4,5 kW de potencia.

- ❖ Para incrementar la capacidad operativa del reactor se implementaron equipos auxiliares como: un tanque agitado para la formación de metóxido y un tanque agitado para separación de glicerina, lavado y secado de biodiesel. Tanto el tanque de metóxido así como el de biodiesel presentan agitadores de turbinas de aspas planas y motores de 1/3 HP de potencia.
- ❖ El costo estimado para la fabricación de biodiesel a partir de aceite de ricino es de \$ 5,42/litro, este costo es aproximadamente 5 veces mayor que el costo del diésel comercial, por lo tanto el proceso aún no es rentable.

4.2 RECOMENDACIONES

- ❖ Realizar un estudio para optimizar la etapa del lavado del biodiesel debido a la formación de jabones que reducen el rendimiento del proceso.
- ❖ Evaluar el desempeño del biodiesel de ricino puro y mezclas en diferentes proporciones con diésel convencional en motores de combustión, y determinar el impacto ambiental.
- ❖ Realizar un estudio con mayor profundidad para determinar el efecto de las condiciones de operación como: temperatura, velocidad de agitación, presión; el tipo de reacción, catálisis ácida, heterogénea, y el uso de otro tipo de alcohol sobre el rendimiento del proceso y propiedades del biodiesel.
- ❖ Estudiar el efecto de las propiedades del biodiesel al obtenerlo por procesos de transesterificación no convencionales como, ultrasonido, microondas, fluidos sub y súper críticos.

BIBLIOGRAFÍA

1. Achten, W., Verchot, L., Franken, Y., Mathijs, E., Singh, V., Aerts, R. y Muys, B. (2008). *Jatropha bio-diesel production and use*. *Biomass and bioenergy*, 32 (12), 1063–1084. Doi: 10.1016/j.biombioe.2008.03.003
2. Ahmad, M., Khan, M., Zafar, M., y Sultana, S. (2013). *Practical Handbook on Biodiesel Production and Properties*. Estados Unidos: Taylor & Francis Group.
3. Akaranta, O. y Anusiem, A. (1996). *A bioresource solvent for extraction of castor oil*. *Industrial Crops and products*, 5(4), 273-277. doi: 10.1016/S0926-6690(96)00016-7
4. Akpan, U., Jimoh, A. y Mohammed, A. (2006). Extraction, Characterization and Modification of Castor Seed Oil. *Leonardo Journal of Science*, 8(2006), 43-52. ISSN: 1583-0233. Recuperado de: http://ljs.utcluj.ro/A08/43_52.pdf (Febrero, 2014).
5. Amor, A., Cruz, O. y Guerra, F. (2008). Producción de Bioetanol: Pretratamiento del maíz. (pp. 1-45). Universidad Iberoamericana, México D.F., México. Recuperado de http://fjartnmusic.com/Personal/6o_Semestre_files/BioEtOH.pdf (Septiembre 2014).
6. Ancín, J. (2000). Biocombustibles de segunda generación. *Revista del Colegio Oficial de Físicos*. (pp. 30-33). Recuperado de: http://www.conama9.conama.org/conama9/download/files/AEs/COFIS_asiado_Revista%20F%EDsica%20y%20Sociedad%20N%BA19.pdf (Septiembre 2014).

7. Annongu, A y Joseph, J. (2008). Proximate Analysis of Castor Seeds and cake. *Journal of applied Sciences and Environmental Management*, 12(1), 39-4. Doi: 10.4314/jasem.v12i55567
8. Anyanwu, C.N., Mbajorgu, C.C., Oparaku, O.U., Odigboh, E.U. y Emmanuel, U.N. (2012). A design algorithm for batch stirred tank transesterification reactors. *Energy Conversion and Management*, 62(2012), 40-46. doi: 10.1016/j.enconman.2012.03.027
9. Aslani, M., Maleki, M., Mohri, M., Sharifi, K., Najjar-Nezhad, V. y Afshari, E. (2007). Castor bean (*Ricinus communis*) toxicosis in a sheep flock. *Toxicon*, 49(3), 400-406. doi: 10.1016/j.toxicon.2006.10.010
10. Atabani, A., Silitonga, A., Ong, H., Mahlia, T, Masjuki, H., Badruddin, I. y Fayaz, H. (2013). Non-edible vegetable oils: A critical evaluation of oil extraction, fatty acid compositions, biodiesel production, characteristics, engine performance and emissions production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 18(2013), 211–245. doi: 10.1016/j.rser.2012.10.013
11. Avinash, A., Subramaniam, D. y Murugesan, A. (2013). Bio-diesel—A global scenario. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 29(1), 517–527. doi: 10.1016/j.rser.2013.09.007
12. Balint G. (1974). Ricin: The toxic protein of castor oil. *Toxicology*, 2(1), 77-102. doi: 10.1016/0300-483X(74)90044-4
13. Barnes, D., Baldwin, B. y Braascha, D. (2009). Degradation of ricin in castor seed meal by temperature and chemical treatment. *Industrial crops and products*, 29(2-3), 509-515. doi: 10.1016/j.indcrop.2008.09.006
14. Bart, J., Palmeri, N. y Cavallaro, S. (2010). Biodiesel science and technology: *From soil to oil*. Estados Unidos: Woodhead Publishing Limited.

15. Canoira, L., Garcia, J., Alcántara, R., Lapuerta, M. y García-Contreras, R. (2010). Fatty acid methyl esters (FAMEs) from castor oil: Production process assessment and synergistic effects in its properties. *Renewable Energy*, 35(1), 208-217. doi:10.1016/j.renene.2009.05.006
16. Cavalcante, K., Pehna, M., Mendoca, K., Louzeiro, H., Vasconcelos, A., Maciel, A., Souza, A. y Silva, F. (2010). Optimization of transesterification of castor oil with ethanol using a central composite rotatable design. *Fuel*, 89(5), 1172-1176. doi: 10.1016/j.fuel.2009.10.029
17. Comprehensive Castor Oil Report, A report on castor oil & castor oil derivatives (2010). *Clixoo* Recuperado de: http://api.ning.com/files/-vqAr7fnI2iSrQW4Nw3PTWJX4*zYiuEMysnKtMys5MtH9CF3a7tpvynulMas i4P7k8b4i3TrnIGa8eQMNMwnCegFu6471R8M/Castor_Oil_ReportNov2010.pdf (Abril, 2014)
18. Conceicao, M., Candeia, R., Silva, F., Bezerra, A., Fernandes, V. y Souza, A. (2007). Thermoanalytical characterization of castor oil biodiesel. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 9(90), 964-975. doi: 10.1016/j.rser.2005.10.001
19. Conceio, M., Fernandes, V., Arajo, S., Farias, M., Santos, I. y Souza, A. (2007). Thermal and Oxidative Degradation of Castor Oil Biodiesel. *Energy & fuels* 07(21), 1522-1527. doi: 10.1021/ef0602224
20. Couper, J., Penny, W., Fair, J. y Walas, S. (2005). *Chemical Process Equipment: Selection and Design* (2da. ed.). Estados Unidos: Elsevier Inc.
21. Da Costa, D., Serra, M., Plentz, S. y Meneghetti, M. (2010). Biodiesel production by ethanolysis of mixed castor and soybean oils. *Fuel* 89(12), 3791-3794. doi: :10.1016/j.fuel.2010.07.016

22. Delgado, A., Aperador, W., Aviles, O. (2011). Biocombustible obtenidos a partir de aceite de higuera. CIBEM. Recuperado de: http://tycho.escuelaing.edu.co/contenido/notas_agenda/Biocombustible.pdf (Marzo, 2014)
23. Demirbas, A., (2007). Importance of biodiesel as transportation fuel. *Energy Policy*, 35(9), 4661–4670. doi: 10.1016/j.enpol.2007.04.003
24. Dias, J.M., Araújo, J.M., Costa, J.F., Alvim-Ferraz, M.C.M y Almeida, M.F. (2013). Biodiesel production from raw castor oil. *Energy*, 53 (1), 58-66. doi: 10.1016/j.energy.2013.02.018
25. Dickey, D., (2009). Equipment Design. En Cullen, P. (Ed.). *Food mixing: Principles and application*, (pp.73-90). Singapur: Wiley-BlackWall.
26. Domínguez, H., Núñez, M. y Lema, J. (1994). Enzymatic pretreatment to enhance oil extraction from fruits and oilseeds: a review. *Food chemistry*, 49(3), 271-286. doi: 10.1016/0308-8146(94)90172-4
27. Ganduglia, F. (2009). Manual de biocombustibles. Recuperado de http://www.iica.int/Esp/regiones/sur/argentina/Documents/2012/Publicaciones/Manual_Biocombustibles_ARPEL_IICA.pdf (Octubre, 2013)
28. García, M. y Prieto, F. (2012). Obtaining and Characterization of Biodiesel from Castor Oil (*Ricinus communis*) and Sunflower (*Helianthus annuus*) Grown in Tabasco, Mexico. *International Journal of Applied Science and Technology* (21)3, 1522-1527. Recuperado de: http://www.ijastnet.com/journals/Vol_2_No_9_November_2012/7.pdf (Marzo, 2014)
29. Geankoplis, J. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias* (3a. ed.). México: Compañía Editorial Continental.

30. Guan, G., Sakurai, N. y Kusakabe, K. (2009). Synthesis of biodiesel from sunflower oil at room temperature in the presence of various cosolvents. *Chemical Engineering Journal*, 146(2), 302-306. doi: 10.1016/j.cej.2008.10.009
31. Gutierrez, H. y De la Vara R. (2008). *Análisis y diseño de experimentos* (2da. ed.). México:McGraw Hill
32. Hall S. (2012). *Rules of thumb for chemical engineers* (5ta. ed.). Estados Unidos: Elsevier
33. Hemrajani, R. y Tatterson, G. (2004). Mechanically Stirred Vessels. En Paul, E., Atiemo-Obeng, V. y Kresta, S. (Ed.). *Handbook of industrial mixing: Science and practice* (pp. 345-391). Estados Unidos: John Wiley & Sons, INC.
34. Instituto Ecuatoriano de Normalización, INEN: 37, 38, 39, 40, 41, 42, 45, 248, 810.
35. Issariyakul, T. y Dalai, A. (2014). Biodiesel from vegetable oils. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 31(2014), 446–471. doi: 10.1016/j.rser.2013.11.001
36. Kayode, A. (2007). *Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* (4ta. ed.), (Vol. 1). Estados Unidos: Elsevier Inc.
37. Kemper, T. (2005). Oil extraction. En Shahidi, F. (Ed.). *Bailey's industrial Oil and fat Products* (Vol. 5) (pp. 5:57-5:97). New Jersey, Estados Unidos: John Wiley & Sons.
38. Kirk-Othmer (2006). Castor oil. *Encyclopedia of Chemical Technology* (4ta. ed.), (V.5), (pp. 150- 159). Estados Unidos, New York: John Wiley & Sons

39. Knight, A. y Walter, R. (2001). A guide to plant poisoning of animals in North America. Burbank. Estados Unidos: Teton NewMedia. Recuperado de: http://books.google.com.ec/books?id=3poMubkz0ooC&pg=PT280&lpg=PT280&dq=A+guide+to+plant+poisoning+of+animals+in+North+++America&source=bl&ots=PmFb4iXy8V&sig=fEaZVi2FLOCYbjPq5zkkh1_KxpQ&hl=es&sa=X&ei=1A0xU5_5DsnOkQe16oH4Bg&ved=0CDYQ6AEwAQ#v=onepage&q=A%20guide%20to%20plant%20poisoning%20of%20animals%20in%20North%20%20%20America&f=false (Marzo, 2014)
40. Knothe, G. (2006). Analyzing biodiesel: standards and other methods. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 83(10), 823-833. doi: 10.1007/s11746-006-5033-y
41. Komers, K., Machek, J. y Stlouka, R. (2001). Biodiesel from rapeseed oil, methanol and KOH 2. Composition of solution of KOH in methanol as reaction partner of oil. *European Journal of Lipid Science and Technology*, 103(6), 359–362. doi: 10.1002/1438-9312(200106)103:6<359::AID-EJLT359>3.0.CO;2-K
42. Lee, J. y Saka, S. (2010). Biodiesel production by heterogeneous catalysts and supercritical technologies. *Bioresource Technology*, 101(19), 7191-7200. Doi: 10.1016/j.biortech.2010.04.071
43. Luque de Castro, M. y Priego-Capote, F. (2010). Soxhlet extraction: Past and present panacea. *Journal of Chromatography A*, 1217(16), 2383–2389. doi: 10.1016/j.chroma.2009.11.027
44. Ma, F. y Hanna, M. (1999). Biodiesel production: a review. *Bioresource Technology*, 70(1), 1-15. doi: 10.1016/S0960-8524(99)00025-5
45. Mahanta, P., Shrivastava, A. (2011). Technology development of bio-diesel as an energy alternative. Recuperado de:

<http://www.newagepublishers.com/samplechapter/001305.pdf> (Marzo, 2014)

46. McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química* (7ma. ed.). México: MacGraw Hill
47. Megyesy, E. (1992). *Manual de recipientes a presión. Diseño y calculo*. México: Limusa S.A
48. Meher, L., Vidya, D. y Naik, S. (2006). Technical aspects of biodiesel production by transesterification: a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 10(3), 248–268. doi: 10.1016/j.rser.2004.09.002
49. Moser, B. (2009). Biodiesel production, properties, and feedstocks. *In Vitro Cellular & Developmental Biology – Plant*, 45(3), 229-266. doi: 10.1007/s11627-009-9204-z
50. Murat Kılıç, Başak Burcu Uzun, Ersan Pütün y Ayşe Eren Pütün. (2013). Optimization of biodiesel production from castor oil using factorial design. *Fuel Processing Technology*, 111(1), 105–110. doi:10.1016/j.fuproc.2012.05.032
51. Norma Europea EN 14111, Fat and oil derivates. “Fatty Acid Methyl Esters. Determination of iodine value”.
52. Ogunniyi, D. (2006). Castor oil: A vital industrial raw material. *Bioresource Technology*, 97(9), 1086–1091. Doi: 10.1016/j.biortech.2005.03.028
53. Peters, M. y Timmerhaus, K. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (4ta. ed.). Singapur, Singapur: McGraw-Hill, Inc

54. Ramezani, K., Rowshanzamir, S. y Eikani, H.M. (2010). Castor oil transesterification reaction: A kinetic study and optimization of parameters. *Energy*, 35(10), 4142–4148. doi: 10.1016/j.energy.2010.06.034
55. Recalde, E., Durán, J. (2009). Cultivos energéticos alternativos. Ecuador: Grupo Seritex. Recuperado de: <http://www.pucesi.edu.ec/files/bookcultivosenergeticos09.pdf> (Marzo, 2014)
56. Rojas, A., Girón, E. y Torres, H. (2009). Variables de operación en el proceso de transesterificación de aceites vegetales: una revisión - catálisis química. *Revista Ingeniería e Investigación*, 29(3), 17-22. Recuperado de : <http://www.docentes.unal.edu.co/hgtorresc/docs/Ingenieria%20e%20Investigacion,%2030%281%29,%202010.pdf> (Marzo, 2014)
57. Saltos, M. y Brito, A. (2012). Análisis del impacto ambiental y social en el sembrío de higuera (ricinus communis L.) Para la obtención de biodiesel. En I Congreso Científico Internacional de la Universidad Regional Autónoma De Los Andes Uniandes (pp. 1-27), Quito, Ecuador. Recuperado de: http://congresointernacional.uniandes.edu.ec/congreso2012/images/publicaciones/CE_27.pdf (Marzo, 2014)
58. Sarin, A. (2012). *Biodiesel: Production and Properties*. Cambridge, Reino Unido: The Royal Society of Chemistry.
59. Scholza, V. y Nogueira, J., (2008). Prospects and risks of the use of castor oil as a fuel. *Biomass and bioenergy*, 32(8), 95-100. Doi: 10.1016/j.biombioe.2007.08.004
60. Shrirame, H., Panwar, N. y Bamniya, B. (2011). Bio Diesel from Castor Oil - A Green Energy Option. *Low Carbon Economy*, 2(1), 1-6. doi: 10.4236/lce.2011.21001

61. Sinnott, R. (2005). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering: Chemical Engineering Design* (5ta. ed.), (Vol. 6) (pp. 400-491). Inglaterra: Elsevier.
62. Taher, H., Al-Zuhair, S., Al-Marzouqui, A, Haik, Y. y Farid, M. (2011). A review of enzymatic transesterification of microalgal oil-based biodiesel using supercritical technology. *Enzyme Research*, 2011, 1-25. doi: 10.4061/2011/468292
63. Talebian-Kiakalaieh, A., Saidina, N. y Mazaheri, H. (2013). A review on novel processes of biodiesel production from waste cooking oil. *Applied Energy*, 104(2013), 683–710. doi: 10.1016/j.apenergy.2012.11.061
64. Thananchayan, T., Krishnakumar, G., Pushpraj, M., Ajay Avinash, S.P y Karunya, S. (2013). Biodiesel Production From Jatropha Oil And Castor Oil By Transesterification Reaction-Experimental And Kinetic Studies. *International Journal of ChemTech Research*, 5(3), 1107-1112. Recuperado de: http://www.sphinxesai.com/2013/vol_5_3/pdf/CT=02%281107-1112%29IPACT.pdf (Octubre, 2013)
65. The American Oil Chemists Society A.O.C.S: Ca 14-56, Cc 10a-25.
66. The American Society for Testing and Materials A.S.T.M D: 93, 95, 130, 445, 613, 874, 1160, 1298, 1552, 1796.
67. Theodore, L. (2012). *Chemical reactor analysis and applications for the practicing engineer*. (pp. 111-125). New Jersey, Estados Unidos: John Wiley & Sons.
68. Tomasevic, A. y Siler-Marinkovic, S. (2003). Methanolysis of used frying oil. *Fuel Processing Technology*, 81(1), 1 – 6. doi: 10.1016/S0378-3820(02)00096-6

69. Towler, G. y Sinnott, R. (2013). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design* (2da. ed.). Estados Unidos: Elsevier.
70. Van Gerpen, J. (2005). Biodiesel processing and production. *Fuel Processing Technology*, 86(10), 1097– 1107. doi: 10.1016/j.fuproc.2004.11.005
71. Vilku, K., Mawson, R., Simons, L. y Bates, D. (2008). Applications and opportunities for ultrasound assisted extraction in the food industry: *A review. Innovative Food Science and Emerging Technologies*, 9(2) 161–169. doi: 10.1016/j.ifset.2007.04.014

ANEXOS

ANEXO I

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL SEGUIDO EN EL PRESENTE PROYECTO

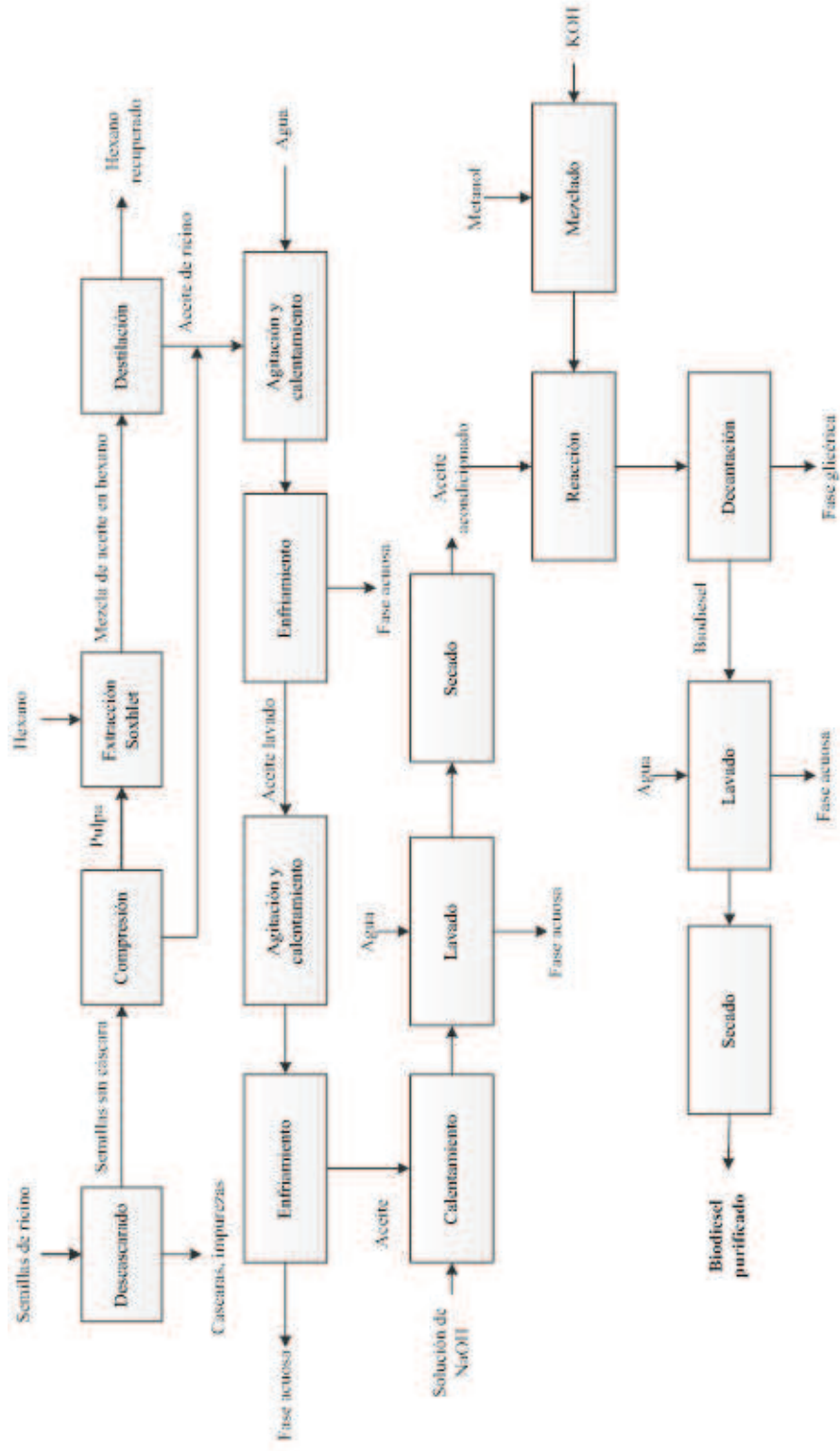


Figura A.II. Esquema de la metodología seguida en el presente trabajo

ANEXO II
NORMAS PARA LA CARACTERIZACIÓN DEL ACEITE DE
RICINO

ANEXO II-a

DETERMINACIÓN DE LA VISCOSIDAD CINEMÁTICA, NORMA INEN 810

MÉTODO

- ❖ Se calentó la muestra de aceite de ricino en un baño termostático hasta una temperatura de 20 °C.
- ❖ Se colocó la muestra de aceite entre las marcas del viscosímetro y se dejó termostatar el tiempo suficiente para alcanzar la temperatura de ensayo.
- ❖ Se tomó el tiempo del flujo de aceite en el viscosímetro

La viscosidad cinemática se calculó mediante la Ecuación [All-a.1]

$$\mu = k \times t \quad [All-a.1]$$

Donde:

μ = Viscosidad cinemática

k = Constante del viscosímetro

t = Tiempo de flujo del aceite, en s

ANEXO II-b

DETERMINACIÓN DEL ÍNDICE DE REFRACCIÓN, NORMA INEN 42

MÉTODO

La determinación del índice de refracción del aceite de ricino se efectuó a una temperatura de 20 °C, se colocó una gota de la muestra en el porta muestra del refractómetro (Schmidt Haensch 18141) y se determinó el valor del índice de refracción.

ANEXO II-c

DETERMINACIÓN DEL ÍNDICE DE ACIDEZ, NORMA INEN 38

MÉTODO

- ❖ En una relación de (1:1) se mezcló un volumen de éter diétilico con un volumen de alcohol etílico al 95% (v/v), esta mezcla se neutralizó con una solución 0,1 N de hidróxido de sodio, con una solución de fenolftaleína como indicador.
- ❖ Se pesaron de 5 a 10 g de aceite de ricino, se añadieron 100 mL de la solución anterior y se titularon los ácidos grasos libres con la solución de hidróxido de sodio 0,1 N hasta alcanza el punto de viraje de la fenolftaleína.

El índice de acidez se calculó mediante la ecuación [All-c.1]

$$I_{\text{acidez}} = \frac{56,1 \times V \times N}{m} \quad [\text{All-c.1}]$$

Donde:

I_{acidez} = Índice de acidez del aceite, en mg/g

V = Volumen de la solución de hidróxido de sodio empleado en la titulación, en mL

N = Normalidad de la solución de hidróxido de sodio

m = Masa de la muestra analizada, en g.

ANEXO II-d

DETERMINACIÓN DEL ÍNDICE DE YODO, NORMA INEN 37

MÉTODO

- ❖ En un matraz se pesó 0,26 g de aceite de ricino, se añadieron 20 mL de cloroformo y 25 mL de solución Wijs (ver norma INEN 36) y se agito y guardo la mezcla en un lugar obscuro por una hora, para posteriormente añadir 100 mL de agua destilada y 20 mL de solución de yoduro de potasio del 15%.
- ❖ Se tituló la mezcla anterior con la solución de tiosulfato de sodio 0,1 N hasta que el color amarillo casi desapareció, se continuo la titulación con la adición de 1 mL de la solución indicadora de almidón hasta que el color azul desapareció.
- ❖ De igual forma se realizó una determinación en blanco sin añadir el aceite de ricino.

El índice de yodo se determina mediante la Ecuación [All-d.1]

$$I_{\text{yodo}} = \frac{12,69 \times (V - V_1) \times N}{m} \quad [\text{All-d.1}]$$

Donde:

I_{yodo} = Índice de yodo, en cg/g.

V = Volumen de la solución de tiosulfato de sodio empleados en la titulación del blanco, cm^3 .

V_1 = Volumen de solución de tiosulfato empelado en la titulación de la muestra, en cm^3 .

N = Normalidad de la solución tiosulfato.

M = Masa de la muestra analizada, en g.

ANEXO II-e

DETERMINACIÓN DEL ÍNDICE DE SAPONIFICACIÓN, NORMA INEN 40

MÉTODO

- ❖ Se preparó una solución alcohólica de hidróxido de potasio que contiene 4 g de hidróxido de potasio en 100 mL de etanol al 95%.
- ❖ En un Erlenmeyer se pesaron de 2 a 3 g de aceite de ricino y se añadieron 25 mL de la solución preparada anteriormente y se sometió a reflujo por 1 h.
- ❖ Terminada la saponificación, se añadió 1 mL de fenolftaleína y se continuó titulando en caliente con la solución de ácido clorhídrico 0,5 N.
- ❖ Se realizó un ensayo en blanco (sin la muestra de aceite) con todos los reactivos siguiendo el procedimiento descrito anteriormente.

El índice de saponificación se calculó mediante la Ecuación [All-e.1]

$$I_{\text{saponificación}} = \frac{56,1 \times (V_1 - V_2) \times N}{m} \quad [\text{All-e.1}]$$

Donde:

$I_{\text{saponificación}}$ = Índice de saponificación, en mg/g

V_2 = Volumen de solución de ácido clorhídrico empelado en la titulación de la muestra, en mL.

V_1 = Volumen de la solución de ácido clorhídrico empleado en la titulación del ensayo en blanco, en mL.

N = Normalidad de la solución de ácido clorhídrico

m = Masa de la muestra en g

ANEXO II-f

DETERMINACIÓN DE MATERIA INSAPONIFICABLE, NORMA INEN 41

MÉTODO

- ❖ Determinado el índice de saponificación, a la solución resultante se le añadieron unas gotas de solución alcohólica de hidróxido de potasio. La mezcla anterior se transfirió a un embudo de separación y se añadieron 50 ml de agua destilada.
- ❖ Se extrajo la mezcla anterior con 50 mL de éter de petróleo por tres ocasiones y se recolecto la fase etérea, que luego se lava 3 veces con 20 mL de agua destilada, con 20 mL de solución de hidróxido de potasio 0,02 N y con agua hasta que el pH del agua residual sea 7.
- ❖ El extracto etéreo se colocó en un recipiente tarado y se procedió a evaporar el solvente mediante un rotavapor. El residuo obtenido se secó en una estufa (W C Heraeus Hanau RT 360) a 80 °C hasta peso constante y se disolvió el residuo con 50 mL de la solución de alcohol etílico neutralizado, se colocó unas gotas del indicador de fenolftaleína y se tituló con la solución de hidróxido de potasio 0,1 N.

El contenido de materia insaponificable se calculó mediante la Ecuación [All-f.1]

$$M = \frac{m_2 - 0,282 \times V \times N}{m_1} \times 100 \quad [\text{All-f.1}]$$

Donde:

M = Contenido de materia insaponificable, en porcentaje de masa

m_1 = masa de la muestra analizada, en g

m_2 = masa del residuo extraído, en g

V = Volumen de la solución de hidróxido de potasio en la titulación, en mL.

N = Normalidad de la solución de hidróxido de potasio

ANEXO II-g

DETERMINACIÓN DEL ÍNDICE DE RANCIDEZ, NORMA INEN 45

MÉTODO

- ❖ Se pesó 1 g de aceite de ricino y 1 g de yoduro de potasio en un Erlenmeyer y se añadieron 20 mL de una mezcla de ácido acético glacial /cloroformo 2/1 (v/v) la mezcla resultante se llevó a baño María por 30 segundos.
- ❖ En un matraz se colocaron 20 mL de yoduro de potasio al 5%, se añadió la mezcla anterior y se lavó el recipiente, que lo contenía, con 25 mL de agua destilada. La muestra se tituló con la solución de tiosulfato de sodio 0,002 N, con almidón como indicador.

El índice de rancidez se calculó mediante la Ecuación [All-g.1]

$$I_{\text{rancidez}} = \frac{V_M \times 2}{m} \quad [\text{All-g.1}]$$

Donde:

I_{rancidez} = Índice de rancidez, en meq O₂/kg muestra.

V_M = Volumen de la solución de tiosulfato de sodio empleado en la titulación de la muestra, en ml.

m = Peso de la muestra, en g

ANEXO II-h

DETERMINACIÓN DE HUMEDAD Y MATERIAS VOLÁTILES, NORMA 39

MÉTODO

- ❖ En un vidrio de reloj previamente tarado se pesaron 5 g de aceite de ricino que posteriormente fueron puestos en la estufa a una temperatura a 103 °C por 1 hora.
- ❖ Terminado el procedimiento anterior, la muestra se sacó y se dejó enfriar hasta temperatura ambiente en el desecador y finalmente se pesó en la balanza analítica (ADAM PW 124, con apreciación de 0,0001 g.)

Se determinó la humedad y materias volátiles mediante la Ecuación [All-h.1]

$$P = \frac{m_1 - m_2}{m_1 - m} \times 100 \quad [\text{All-h.1}]$$

Donde:

P = Perdida por calentamiento, en porcentaje de masa

M = Masa del vidrio reloj, en g

m_1 = Masa del vidrio reloj con la muestra antes del calentamiento, en g

m_2 = Masa del vidrio reloj con la muestra después del calentamiento, en g

ANEXO II-i

DETERMINACION DEL PESO ESPECÍFICO, NORMA AOCS Cc 10 a-25

MÉTODO

- ❖ Se calentó la muestra de aceite de ricino hasta 25 °C y se filtró para remover cualquier tipo de impureza.
- ❖ Se enfrió el aceite hasta 20 °C y se colocó en un picnómetro evitando la formación de burbujas.
- ❖ Se insertó la tapa del picnómetro y se colocó en un baño maría a 25 °C por 30 min.
- ❖ Se sacó el picnómetro del baño maría y se secó cuidadosamente, finalmente se pesó

El peso específico se determinó mediante la ecuación [All-i.1]

$$C = \frac{\text{peso del picnómetro con aceite} - \text{peso del picnómetro}}{\text{peso del agua a 25 °C}} \quad [\text{All-i.1}]$$

ANEXO III

**DISEÑO EXPERIMENTAL APLICADO EN EL PRESENTE
PROYECTO**

Tabla AIII.1. Variables aplicadas en el proceso del transesterificación

TRATAMIENTO	REPETICIÓN	RELACIÓN MOLAR METANOL ACEITE	PORCENTAJE DE METANOL RESPECTO AL ACEITE (%)	PORCENTAJE DE KOH RESPECTO AL ACEITE (%)
T1	1	3	10%	0,5%
	2	3	10%	0,5%
	3	3	10%	0,5%
T2	1	3	10%	1,0%
	2	3	10%	1,0%
	3	3	10%	1,0%
T3	1	6	20%	0,5%
	2	6	20%	0,5%
	3	6	20%	0,5%
T4	1	6	20%	1,0%
	2	6	20%	1,0%
	3	6	20%	1,0%
T5	1	9	30%	0,5%
	2	9	30%	0,5%
	3	9	30%	0,5%
T6	1	9	30%	1,0%
	2	9	30%	1,0%
	3	9	30%	1,0%

Tabla AIII.2. Reactivos empleados para cada tratamiento y cantidad de biodiesel obtenido

		REPETICIÓN	CANTIDAD DE ACEITE EMPLEADO ACEITE (g)	VOLUMEN DE METANOL EMPLEADO (mL)	CANTIDAD DE CATALIZADOR EMPLEADO (g)	CANTIDAD DE BIODIESEL OBTENIDO (g)
TRATAMIENTO	T1	1	48,05	5,60	0,24	32,62
		2	48,05	5,60	0,24	33,55
		3	48,05	5,60	0,24	33,55
	T2	1	48,05	5,60	0,48	35,42
		2	48,05	5,60	0,48	35,42
		3	48,05	5,60	0,48	34,48
	T3	1	48,05	11,20	0,24	35,42
		2	48,05	11,20	0,24	37,28
		3	48,05	11,20	0,24	37,28
	T4	1	48,05	11,20	0,48	40,08
		2	48,05	11,20	0,48	39,14
		3	48,05	11,20	0,48	39,14
	T5	1	48,05	16,80	0,24	39,14
		2	48,05	16,80	0,24	41,94
		3	48,05	16,80	0,24	40,08
	T6	1	48,05	16,80	0,48	43,80
		2	48,05	16,80	0,48	44,74
		3	48,05	16,80	0,48	43,80

ANEXO IV

DETERMINACION DE LA CANTIDAD DE GLICERINA TOTAL, LIBRE Y LIGADA, NORMA AOCS Ca 14-56 MÉTODO

Determinación de glicerina total

- ❖ En un matraz se pesó 1 g de muestra y añadieron 50 ml de una solución alcohólica de hidróxido de potasio de una concentración de 40g/L, se calentó la mezcla con reflujo a una temperatura moderada por 30 min; luego adicionaron 99 ml de cloroformo y 25 ml de ácido acético, se agitó el contenido y el recipiente se lavó con 25 ml de agua destilada por tres veces.
- ❖ El contenido anterior se colocó en un matraz y añadieron 500 ml de agua destilada, se agitó vigorosamente por 60 segundos y aforó hasta 1 L, se retiró la fase orgánica mientras que la fase acuosa se utilizó en las siguientes etapas.
- ❖ Se tomaron 25 ml de fase acuosa en un matraz y se adicionaron 50 ml de una solución de ácido peryódica en ácido acético, se agitó, mezcló y dejó reposar por 30 min.
- ❖ Después se añadieron 20 ml de una solución de yoduro de potasio, se agitó por 5 min. Luego se adicionaron 200 ml de agua y se tituló con una solución normalizada de tiosulfato de sodio, la titulación finalizó cuando el color café desapareció, luego se agregaron 2 ml de solución de almidón, la titulación continuó hasta que el color desapareció. Se determinó el volumen de solución de tiosulfato gastado.

Determinación de glicerina libre

- ❖ En un matraz se pesó 1 g de muestra y se calentó a 25 °C por 5 min, los residuos se lavaron con 90 ml de cloroformo y se añadieron 500 ml de agua destilada, estas soluciones se mezclaron y agitaron por 30 segundos. Se aforó con agua destilada hasta un litro de solución, se agitaron hasta que las fases se separaron, se retiró la fase orgánica y la fase acuosa se usó para las siguientes etapas.
- ❖ En un matraz se tomaron 10 ml de la fase acuosa anterior y a esta se adicionaron 50 ml de solución peryódica de ácido acético, se mezclaron suavemente y dejaron en reposo por 30 min.
- ❖ Se añadieron 50 ml de una solución alcohólica de hidróxido de potasio de una concentración de 40g/L, se calentaron con reflujo a una temperatura moderada por 30 min; luego se adicionaron 99 ml de cloroformo y 25 ml de ácido acético, se agitó y el recipiente se lavó con 25 ml de agua destilada por tres veces.
- ❖ Se añadieron 500 ml de agua destilada, agitaron vigorosamente por 60 segundos, la mezcla se afora hasta 1 L y se retiró la fase orgánica mientras que la fase acuosa se utiliza en las siguientes etapas.
- ❖ Se tomaron 25 ml de fase acuosa y se le adicionaron 50 ml de una solución peryódica en ácido acético, se agitó y dejó reposar por 30 min.
- ❖ Transcurrido este tiempo a esta solución se añadieron 20 ml de una solución de yoduro de potasio, y agitó por 5 min. Luego se adicionaron 200 ml de agua y se tituló con una solución normalizada de tiosulfato de sodio, la titulación finalizó cuando el color café desapareció, luego se agregaron 2 ml de solución de almidón, la titulación continuó hasta que el color desapareció. Se determinó el volumen de solución de tiosulfato gastado.

Determinación de glicerina total y libre en una muestra en blanco

- ❖ Se mezclaron 50 ml de agua destilada con 50 ml de la solución de ácido peryódico en ácido acético y dejaron en reposo por 30 min.
- ❖ Después de este tiempo se adicionaron 20 ml de yoduro de potasio y ambas soluciones se mezclaron por 5 minutos.
- ❖ Se adicionaron 200 ml de agua destilada y se tituló con una solución valorada de tiosulfato de sodio. La titulación finalizó cuando el color café desapareció, luego se agregaron 2 ml de solución de almidón, la titulación continuó hasta que el color desapareció. Se determinó el volumen de solución de tiosulfato gastado.

Para determinar el porcentaje de glicerina total o libre se utilizó la Ecuación [2.3] y [2.4]:

$$\% \text{ Glicerina Total ó libre} = \frac{(B - S) \times N \times 2.302}{W} \times 100 \quad [\text{AIV.1}]$$

$$W = \frac{(B - S) \times N \times 2.302}{\%} \times 100 \quad [\text{AIV.2}]$$

B = volumen gastado en una muestra en blanco, ml.

S = volumen gastado en la muestra de glicerina total o libre, ml.

N = normalidad de la solución de tiosulfato de sodio usada en la titulación

W = Peso de la muestra, g.

La cantidad de glicerina ligada se determina mediante la Ecuación [2.5]

$$\% \text{ Glicerina ligada} = \% \text{ Glicerina total} - \% \text{ Glicerina libre} \quad [\text{AIV.3}]$$

ANEXO V

ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LOS EQUIPOS

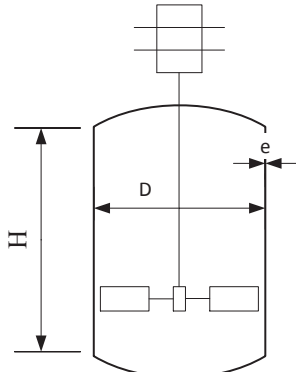
Tabla AV.1. Especificaciones técnicas del reactor batch R-101

Reactor de Transesterificación	
Identificación:	
Fabricante: N/A	N° Requerido: 1
Equipo: Reactor	Fecha: 2014-08-18
Función: Llevar a cabo la reacción de transesterificación para la obtención de biodiesel a partir de aceite de ricino.	
Operación: Batch	
Área: 100	
Datos de diseño:	
Capacidad (m ³)	0.1
Dimensiones (m)	Diámetro (D): 0,44 Altura (h): 0,66 , Espesor (e): 0,005
Agitador tipo turbina de 4 aspas	Distancia desde el fondo del tanque de 0,15 m
Revoluciones del agitador (rpm)	200
Potencia del agitador (HP)	1/3
Tapa torisférica	
Numero de ménsulas de 50 x 75 x 5 mm	4
Potencia de la resistencia (KW)	4,5
Material: Acero inoxidable 304	
Principios Operativos:	
Para conseguir una mezcla adecuada se utiliza un agitador de turbina de 4 aspas planas, debido a la baja viscosidad de la mezcla. El sistema de calentamiento consta de una resistencia eléctrica de 4,5 KW ubicada en la parte lateral del reactor	

Tabla AV.2. Especificaciones técnicas del tanque de metóxido TK-101

Tanque de metóxido	
Identificación:	
Fabricante: N/A	N° Requerido: 1
Equipo: Tanque agitado	Fecha: 2014-08-18
Función: Disolución de catalizador, hidróxido de potación en metanol.	
Operación: Batch	
Área: 100	
Datos de diseño:	
Capacidad (m ³)	0,034
Dimensiones (m)	Diámetro (D): 0,3 Altura (h): 0,45 , Espesor (e): 0,005
Agitador tipo turbina de 4 aspas	Distancia desde el fondo del tanque de 0,10 m
Revoluciones del agitador (rpm)	200
Potencia del agitador (HP)	1/3
Tapa elipsoidal 2:1	
Numero de ménsulas de 50 x 75 x 5 mm	4
Material: Acero inoxidable 304	
Principios Operativos:	
Para conseguir una disolución adecuada se utiliza un agitador de turbina de 4 aspas planas. El tanque se ubica por encima del nivel del reactor para transportar el metóxido al reactor por gravedad.	

Tabla AV. 3. Especificaciones técnicas del tanque de biodiesel TK-102

Tanque de biodiesel	
Identificación:	
Fabricante: N/A	N° Requerido: 1
Equipo: Tanque agitado	Fecha: 2014-08-18
Función: Separar las fase glicérica, lavar el biodiesel y eliminar el agua remanente de la etapa de lavado.	
Operación: Batch	
Área: 100	
Datos de diseño:	
Capacidad (m ³)	0,393
Dimensiones (m)	Diámetro (D): 0,7 Altura (h): 1,04 , Espesor (e): 0,005
Agitador tipo turbina de 4 aspas	Distancia desde el fondo del tanque de 0,23 m
Revoluciones del agitador (rpm)	200
Potencia del agitador (HP)	1/3
Tapa elipsoidal 2:1	
Numero de patas de Di: 1,5 cm y 0,5 m de altura	4
	
Material: Acero inoxidable 304	
Principios Operativos:	
Para conseguir una disolución adecuada se utiliza un agitador de turbina de 4 aspas planas. El tanque se ubica por encima del nivel del reactor para transportar el metóxido al reactor por gravedad.	

ANEXO VI

MEMORIA DE CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DEL REACTOR BATCH

BALANCE DE MASA

Los datos que se obtuvieron experimentalmente sirvieron como base para el diseño de un reactor tipo batch de 100 L de capacidad, para producir. Además estos datos permitieron determinar las condiciones de operación con las cuales el rendimiento era mayor.

Para producir un lote de producto, se necesitan aproximadamente 2 horas, luego de lo cual se deja que las fases formadas decanten y se separen. Transcurrido este tiempo se separa la fase glicérica, el biodiesel se lava por tres ocasiones, se retira la fase acuosa y el biodiesel se seca para eliminar el agua restante.

Para el proceso de producción es necesario diseñar un tanque mezclador, donde se mezclaran el catalizador y el metanol para formar metóxido que después será incorporado al aceite para dar lugar a la reacción de transesterificación.

Tabla AVI. 1. Significado de las abreviaturas utilizadas en el presente trabajo

Abreviatura	Significado
H_{exp}	Altura del reactor a escala de laboratorio
D_{exp}	Diámetro del reactor a escala de laboratorio
H_{rx}	Altura real del reactor para transesterificación
D_{rx}	Diámetro real del reactor para transesterificación
V_{rx}	Volumen real del reactor para transesterificación
P_h	Presión hidrostática de la mezcla en el reactor
ρ_m	Densidad de la mezcla
g	Gravedad
h_m	Nivel del líquido en el reactor

Tabla AVI.1. Significado de las abreviaturas utilizadas en el presente trabajo (continuación...)

Abreviatura	Significado
P_v	Presión de vapor
T	Temperatura
P_D	Presión de diseño
J	Eficiencia de la junta
f	Esfuerzo del material
e	Espesor mínimo
K	Resistencia de trabajo del material
E	Eficiencia de la junta o soldadura
C	Factor de tolerancia a la corrosión
R_C	Radio de interior de curvatura
C_S	Factor de concentración de esfuerzos para cabezas torisféricas
R_K	Radio exterior de la pieza
D_A	Diámetro del agitador
E	Distancia desde el fondo hasta el centro del agitador
W	Ancho de la paleta del agitador
L	Largo de la paleta del agitador
τ_{Qmax}	Torque máximo permitido
P	Potencia del motor
N	Velocidad de rotación
M_{max}	Momento flexor máximo
C	Factor de corrección de unidades
L	Longitud del eje
f_H	Factor de servicio hidráulico
d_s	Diámetro mínimo por esfuerzo cortante
σ_s	Esfuerzo cortante permisible
d_t	Diámetro mínimo por esfuerzo tensor

Tabla AV.1. Significado de las abreviaturas utilizadas en el presente trabajo (continuación...)

Abreviatura	Significado
σ_t	Esfuerzo tensor permisible
Q_{re}	Calor necesario para calentamiento
m_{ac}	Masa del aceite
Cp_{ac}	Capacidad calorífica del aceite
T_i	Temperatura inicial
T_f	Temperatura final
C_{ag}	Costo del sistema de agitación

Dimensionamiento del reactor batch

Para el dimensionamiento del reactor se consideró similitud geométrica, cinética y dinámica respecto al reactor utilizado en el laboratorio, es decir que las dimensiones sean proporcionales y tenga similares condiciones hidráulicas.

Dimensiones del reactor a escala de laboratorio

$$H_{exp} = 0,155$$

$$D_{exp} = 0,104$$

La consideración de similitud geométrica se cumple con la siguiente condición:

$$\frac{H_{rx}}{H_{exp}} = \frac{D_{rx}}{D_{exp}} \quad [AVI.1]$$

Con lo que se obtiene la siguiente relación diámetro altura:

$$\frac{H_{rx}}{0,155} = \frac{D_{rx}}{0,104}$$

$$H_{rx} = \frac{0,155}{0,104} D_{rx}$$

$$H_{rx} = 1,49 D_{rx}$$

El reactor tendrá una capacidad total de 100 L.

$$V_{rx} = \frac{\pi}{4} D_{rx}^2 \times H_{rx}$$

[AVI.2]

$$D_{rx} = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_{rx}}{1,49 \pi}}$$

$$D_{rx} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,01}{1,49 \pi}} = 0,44 \text{ m}$$

$$D_{rx} = 0,44 \text{ m}$$

$$H_{rx} = 1,49 D_{rx} = 1,49 \times 0,44 = 0,66 \text{ m}$$

$$H_{rx} = 0,66 \text{ m}$$

El volumen sobre el cual se realizó el dimensionamiento corresponde únicamente a la parte cilíndrica del reactor, por lo que el volumen de las tapas y fondo se toma como factor de seguridad y como espacio libre de la cabeza.

El material de construcción del reactor es acero inoxidable 304, debido a que se trabajan con soluciones básicas. Las tapas del reactor serán bridabas y cóncavas.

Determinación de la presión hidrostática

$$P_h = \rho_m \times g \times h_m$$

$$P_h = 1475,37 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,66 \text{ m} = 9542,69 \text{ Pa}$$

$$P_h = 9,543 \text{ KPa}$$

Determinación de la presión de vapor del metanol a 50 °C

Se determinó la presión de vapor del metanol a la temperatura de reacción mediante la relación de Antoine:

$$\log P_v = A - \frac{B}{C + T} \quad [\text{AVI.3}]$$

Las constantes de la ecuación de Antoine para el metanol son:

$$A = 5,20277$$

$$B = 1580,08$$

$$C = 239,5$$

$$\log P_v = 5,20277 - \frac{1580,08}{239,5 + 50}$$

$$P_v = 0,556 \text{ bar} = 55,6 \text{ kPa}$$

$$P_v = 55,6 \text{ kPa}$$

$$\text{Presión total interna} = P_h + P_v = 9,54 + 55,6 = 65,14 \text{ kPa}$$

$$\text{Presión total interna} = 65,14 \text{ kPa}$$

El valor de la presión interna es menor que el valor recomendado en bibliografía por lo que se asumirá una presión de diseño de 206,8 kPa, y se utilizará un factor de seguridad del 10% del valor de la presión de diseño. (Megysey, 1992, p.15).

$$P_D = \text{Presión diseño} = 1,1 \times 206,8 = 227,48 \text{ kPa}$$

$$\text{Presión diseño} = 227,48 \text{ kPa}$$

$$\text{Presión diseño} = 0,23 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$$

Cálculo del espesor mínimo para el reactor

Para cálculo del espesor se utilizó la relación descrita en Sinnott, R. (2005, p.815).

$$e = \frac{P \times D_{rx}}{2Jf - P} \quad [AVI.4]$$

P = presión interna diseño, en $\frac{N}{mm^2}$

J = eficiencia de la junta

f = esfuerzo del material, en $\frac{N}{mm^2}$

D_{rx} = diametro interno del reactor, en mm

El material de construcción seleccionado es acero inoxidable 304, debido a que presenta una adecuada resistencia química a los reactivos con los cuales va a estar en contacto.

El valor del esfuerzo del material depende de la temperatura, en el proceso de transesterificación la temperatura de reacción no supera los 50 °C, mientras que para el secado la temperatura será de 100 °C, por lo tanto por seguridad se tomó un valor de esfuerzo para una temperatura de 200 °C.

Para juntas a tope hechas por doble cordón de soldadura corresponde una eficiencia de 0,85.

El margen de corrosión será de aproximadamente 2 mm (Megysey, 1992, p.15).

$$e = \frac{0,23 \frac{N}{mm^2} \times 442 \text{ mm}}{2 \times 0,85 \times 115 \frac{N}{mm^2} - 0,23 \frac{N}{mm^2}} + 2 = 2,52 \text{ mm}$$

$$e = 2,52 \text{ mm}$$

El valor de espesor determinado para el reactor es menor que el mínimo espesor que se comercializa y al considerar el margen de corrosión, se determinó un espesor de 5 mm para la construcción del reactor.

Calculo del espesor de tapas y cabezas

Dado que la presión de diseño es menor que 15 bar se puede utilizar tapa y cabezal del tipo torisferico, y su espesor mínimo se determina mediante la siguiente relación:

$$e = \frac{P \times R_C \times C_S}{2Jf + P(C_S - 0,2)} \quad [\text{AVI.5}]$$

Donde

$$C_S = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{R_C}{R_K}} \right) \quad [\text{AVI.6}]$$

$$C_S = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{R_C}{R_K}} \right) = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{0,45}{0,06}} \right) = 1,43$$

$$e = \frac{0,22 \times 450 \times 1,43}{2 \times 0,85 \times 115 + 0,22(1,43 - 0,2)} + 2 = 2,72 \text{ mm}$$

$$e = 2,72 \text{ mm}$$

Se debe utilizar una cabeza de 2,72 mm de espesor mínimo, pero el espesor del cuerpo del reactor es de 5 mm y por lo el espesor de la tapa del reactor debe estar acorde con este valor.

Dimensionamiento del sistema de agitación

El dimensionamiento del sistema de agitación se basa en las relaciones determinadas en McCabe (2007) para el dimensionamiento estándar de una turbina mediante las siguientes relaciones (p. 262).

La Figura AV.1 muestra un esquema del sistema de agitación donde se indican las dimensiones del mismo, todas las dimensiones están en m.

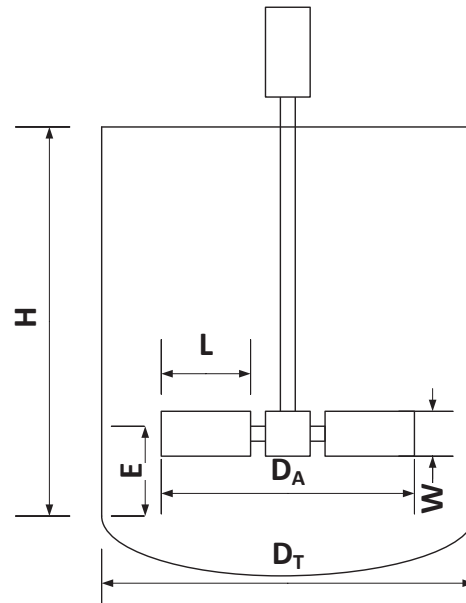


Figura AVI.1. Esquema del sistema de agitación

$$D_A = \frac{1}{3} D_{rx} \quad [\text{AVI.7}]$$

$$E = \frac{1}{3} D_{rx} \quad [\text{AVI.8}]$$

$$W = \frac{1}{5} D_A \quad [\text{AVI.9}]$$

$$L = \frac{1}{4} D_A \quad [\text{AVI.10}]$$

D_{rx} = Diámetro del reactor, m

D_A = Diámetro del agitador, m

E = Distancia desde el fondo de la parte cilíndrica hasta el centro del agitador, m

W = Ancho de la paleta del agitador, m

L = Largo de la paleta del agitador, m

Como ejemplo del cálculo se a continuación se determinan las dimensiones para el sistema de agitación del reactor tipo batch, para el tanque de metóxido y biodiesel se sigue el mismo procedimiento y se utilizan las mismas relaciones.

Para el diámetro del agitador

$$D_A = \frac{1}{3} D_T$$

$$D_A = \frac{1}{3} \times 0,44 = 0,15 \text{ m}$$

$$D_A = 0,15 \text{ m}$$

Distancia desde el fondo hasta el centro del agitador

$$E = \frac{1}{3} D_T$$

$$E = \frac{1}{3} \times 0,44 = 0,15 \text{ m}$$

$$E = 0,15 \text{ m}$$

Ancho de la paleta del agitador

$$W = \frac{1}{5} D_A$$

$$W = \frac{1}{5} \times 0,15 = 0,03 \text{ m}$$

$$W = 0,03 \text{ m}$$

Largo de la paleta del agitador

$$L = \frac{1}{4} D_A$$

$$L = \frac{1}{4} \times 0,15 = 0,0375 \approx 0,04 \text{ m}$$

$$L = 0,04 \text{ m}$$

A pesar de que la longitud para la paleta fue de aproximadamente 4 cm se aumentó hasta 6 cm debido a que esta relación es para disco turbinas, y el aumento de 2 cm corresponden al espacio del disco que soporta la paleta.

Diseño del espesor del eje

La función del eje es transmitir la fuerza desde el motor hacia el agitador; por tanto el eje debe diseñarse para que tenga la resistencia adecuada de modo que no existan perturbaciones durante la operación; se puede determinar el diámetro del eje del agitador a través del análisis de esfuerzos.

A continuación se determina el torque máximo, momento máximo de flexión, el diámetro mínimo por esfuerzo cortante, y el diámetro mínimo por esfuerzo tensor, el diámetro real correspondiente al diseño del agitador es el mayor diámetro entre estos dos últimos parámetros (Hall, 2012, p. 273).

Calculo del torque máximo

El torque que se transmite a través del eje puede tener un máximo, se determina con la siguiente ecuación:

$$T_{Q_{\max}} = \frac{63025 P}{N} \quad [\text{AVI.11}]$$

P = Potencia del motor, en HP

N = Velocidad de rotación, en rpm

$$T_{Q_{\max}} = \frac{63025 P}{N}$$

$$T_{Q_{\max}} = \frac{63025 \times \frac{1}{3} \text{HP}}{200 \text{ rpm}} = 105,04 \text{ lb in}$$

$$T_{Q_{\max}} = 105,04 \text{ lb in}$$

Calculo del torque máximo

El momento flexor máximo es la suma de los productos de la fuerza hidráulica y distancia desde cada agitador hasta el punto de apoyo, se determina mediante la siguiente relación:

$$M_{\max} = \sum \frac{C \times P \times L \times f_H}{N \times D_A} \quad [\text{AVI.12}]$$

C = Factor de conversión de unidades igual a 19 000

L = Longitud del eje, en in

f_H = Factor de servicio hidráulico igual a 1,5

$$M_{\max} = \frac{C \times P \times L \times f_H}{N \times D_A}$$

$$M_{\max} = \frac{19\,000 \times \frac{1}{3} \text{ HP} \times 29,77 \text{ in} \times 1,5}{200 \text{ rpm} \times 5,77} = 244,74 \text{ lb in}$$

$$M_{\max} = 244,74 \text{ lb in}$$

Calculo del diámetro mínimo

Debido a que el momento flector y el torque actúan simultáneamente, estas fuerzas pueden combinarse y determinarse con el esfuerzo cortante y el esfuerzo tensor que actúan sobre el eje, el valor del diámetro del eje será el mayor entre estos dos valores determinados por las siguientes relaciones:

Calculo del diámetro mínimo por esfuerzo cortante

$$d_s = \left[\frac{16 \sqrt{T_{\max}^2 + M_{\max}^2}}{\pi \sigma_s} \right]^{1/3} \quad [\text{AVI.13}]$$

σ_s = Esfuerzo cortante permisible, 6000 Psi,

$$d_s = \left[\frac{16 \sqrt{T_{\max}^2 + M_{\max}^2}}{\pi \sigma_s} \right]^{1/3}$$

$$d_s = \left[\frac{16 \sqrt{105,04 + 244,74}}{\pi \times 6000} \right]^{1/3} = 0,61 \text{ in}$$

$$d_s = 0,61 \text{ in} = 0,015 \text{ m}$$

$$d_s = 0,015 \text{ m}$$

Calculo del diámetro mínimo por esfuerzo tensor

$$d_t = \left[\frac{16 \left(M_{\max} + \sqrt{T_{\max}^2 + M_{\max}^2} \right)}{\pi \sigma_t} \right]^{1/3}$$

[AVI.14]

σ_s = Esfuerzo cortante tensor, 10 000 Psi,

$$d_t = \left[\frac{16 \left(M_{\max} + \sqrt{T_{\max}^2 + M_{\max}^2} \right)}{\pi \sigma_t} \right]^{1/3}$$

$$d_t = \left[\frac{16 \left(244,74 + \sqrt{105,04 + 244,74} \right)}{\pi \times 10\,000} \right]^{1/3} = 0,63 \text{ in}$$

$$d_t = 0,016 \text{ m}$$

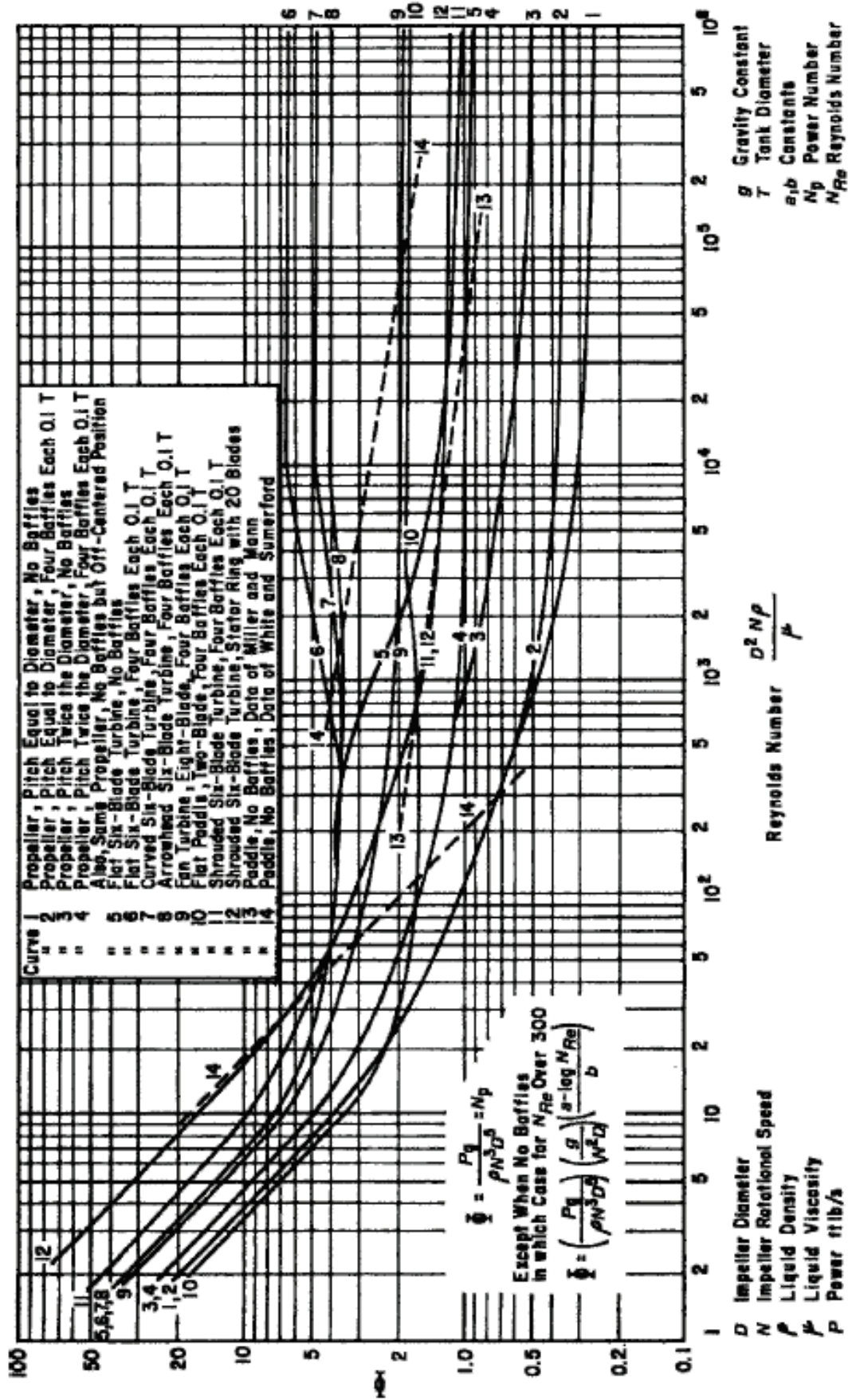


Figura AVI.2. Diagrama para la determinación del número de potencia en función del número de Reynolds y el tipo de agitador

Determinación de la potencia para la resistencia eléctrica

Para determinar la potencia necesaria para precalentar el aceite y elevar su temperatura hasta la temperatura de reacción se determina de acuerdo a la siguiente relación:

$$Q_{re} = m_{ac} C_{p_{ac}} (T_i - T_f) \quad [AVI.15]$$

Q_{re} = calor de la necesario para calentamiento

m_{ac} = masa del aceite

$C_{p_{ac}}$ = capacidad calorífica del aceite

T_i = temperatura inicial

T_f = temperatura final

La capacidad calorífica se determinó de acuerdo a la siguiente relación para aceites vegetales:

$$C_{p_{ac}} = \frac{0,5}{\sqrt{d_{ac}}} + 0,007 (T - 15) \quad [AVI.16]$$

d_{ac} = densidad del aceite

Para la determinación de la potencia necesaria de calentamiento durante el proceso de transesterificación se asume que el aceite ingresa al proceso a 18 °C se calienta hasta 30 °C en 30 minutos y se lleva a la temperatura de reacción de 50 °C durante 2 horas, para la determinación del calor necesario se calculó la capacidad calorífica media entre cada una de las temperaturas indicadas, tal como se indica a continuación:

Para 18°C y 30°C

$$\overline{Cp_{ac}} = \frac{\left[\frac{0,5}{\sqrt{0,961}} + 0,007 (18 - 15) \right] + \left[\frac{0,5}{\sqrt{0,961}} + 0,007 (30 - 15) \right]}{2} = 0,57 \frac{\text{Cal}}{\text{g } ^\circ\text{C}}$$

$$\overline{Cp_{ac}} = 0,57 \frac{\text{Cal}}{\text{g } ^\circ\text{C}} = 2,40 \frac{\text{KJ}}{\text{g K}}$$

$$\overline{Cp_{ac}} = 2,40 \frac{\text{KJ}}{\text{g K}}$$

Para 30 °C y 50 °C

$$\overline{Cp_{ac}} = \frac{\left[\frac{0,5}{\sqrt{0,961}} + 0,007 (50-15) \right] + \left[\frac{0,5}{\sqrt{0,961}} + 0,007 (30-15) \right]}{2} = 0,69 \frac{\text{Cal}}{\text{g } ^\circ\text{C}}$$

$$\overline{Cp_{ac}} = 0,69 \frac{\text{Cal}}{\text{g } ^\circ\text{C}} = 2,86 \frac{\text{KJ}}{\text{g K}}$$

$$\overline{Cp_{ac}} = 2,86 \frac{\text{KJ}}{\text{g K}}$$

Determinación de la potencia de calentamiento para el precalentamiento

$$Q_{re} = m_{ac} Cp_{ac} (T_i - T_f)$$

$$Q_{re} = 81,69 \times 2,40 \frac{\text{KJ}}{\text{g K}} (30 - 18) = 2347,95 \text{ KJ}$$

$$Q_{re} = 2347,95 \text{ KJ}$$

$$\dot{Q}_{re} = \frac{2347,95 \text{ KJ}}{30 \text{ min}} = 78,26 \frac{\text{KJ}}{\text{min}} = 1,30 \text{ KW}$$

$$\dot{Q}_{re} = 1,30 \text{ KW}$$

Determinación de la potencia de calentamiento para la reacción

$$Q_{re} = 81,69 \times 2,86 \frac{\text{KJ}}{\text{g K}} (50 - 30) = 4678,08 \text{ KJ}$$

$$Q_{re} = 4678,08 \text{ KJ}$$

$$\dot{Q}_{re} = \frac{4678,08 \text{ KJ}}{120 \text{ min}} = 233,90 \frac{\text{KJ}}{\text{min}} = 3,90 \text{ KW}$$

$$\dot{Q}_{re} = 3,90 \text{ KW}$$

Dimensionamiento de la bomba para transporte de productos al tanque de biodiesel

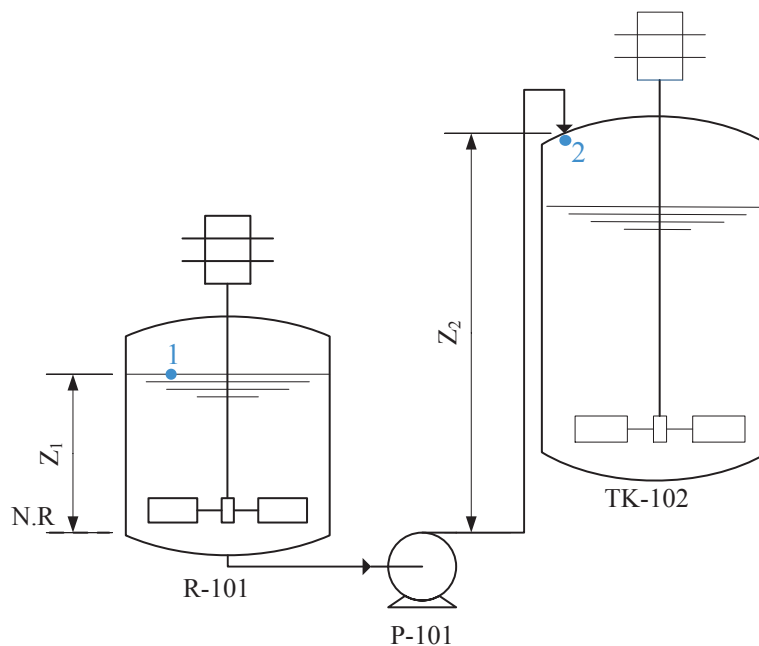


Figura AVI.3. Esquema para la determinación de la potencia de la bomba

$$\frac{P_1}{\gamma_1} + Z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + H_B = \frac{P_2}{\gamma_2} + Z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + \text{Pérdidas} \quad [\text{AVI.17}]$$

Donde:

P_1 = presión en el punto 1

P_2 = presión en el punto 2

γ_1 = Peso específico en el punto 1

γ_2 = Peso específico en el punto 2

v_1 = velocidad del fluido en el punto 1

v_2 = velocidad del fluido en el punto 2

Z = Altura en el punto 1

$Z_1 + Z_2 + Z_3$ = Altura en el punto 2

H_B = Altura de la bomba

h_f = pérdida localizadas

Para el dimensionamiento de la bomba se asume una pérdida de carga total de 1,5 m

$$\frac{P_1}{\gamma_1} + Z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + H_B = \frac{P_2}{\gamma_2} + Z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + \text{Pérdidas}$$

$$H_B = Z_2 - Z_1 + \text{Pérdidas}$$

$$H_B = 1,64 - 0,57 + 1,5 = 2,57 \text{ m}$$

$$H_B = 2,57 \text{ m}$$

$$\text{Potencia hidraulica} = \dot{Q} \times H_B \times \gamma \quad [\text{AVI.18}]$$

El caudal corresponde al necesario para llenar el tanque de biodiesel con 0.094 m³ de productos en 10 minutos.

$$\dot{Q} = \frac{0,094 \text{ m}^3}{10 \text{ min} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}} = 1,56 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$\dot{Q} = 1,56 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$\text{Potencia hidraulica} = 1,56 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 2,57 \text{ m} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 932 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 3,67 \text{ W}$$

Potencia hidraulica= 3,67 W

Para una eficiencia de la bomba del 85%

$$\eta = \frac{\text{Potencia hidraulica}}{\text{Potencia del motor}} \quad [\text{AVI.19}]$$

$$\eta = \frac{\text{Potencia hidraulica}}{\text{Potencia del motor}}$$

$$\eta = \frac{3,67 \text{ W}}{0,85} = 4,32 \text{ W} = 0,006 \text{ HP}$$

La potencia mínima para bombas comerciales es de 1/4 HP.

Dimensionamiento de las patas para el tanque de almacenamiento de biodiesel

Se escoge una longitud de la pata de 0,50 m. Para la fabricación de los tubos, se utilizan tubos de cédula 80, con las siguientes especificaciones:

Tabla AVI.2. Especificaciones del tubo de ½ in cedula 80

Cédula	Diámetro interno (in-m)	Diámetro externo (m)
80	0,59-0,0158	0,021

Las patas del tanque deben estar en la capacidad de soportar el peso del biodiesel, el agua para el lavado y el peso del tanque con las dimensiones ya establecidas.

$$P. \text{ total recip.} = P. \text{ fluido} + P. \text{ recip.} \quad [\text{AVI.20}]$$

Donde:

P. total recip = Peso total del recipiente

P.fluido = Masa total del fluido contenido en el tanque

P. recip = Peso del tanque

$$\text{Peso recipiente} = \text{Peso tapas} + \text{Peso cilindro} \quad [\text{AVI.21}]$$

Para el material de construcción del acero inoxidable, la densidad es de alrededor de 7850 kg/m^3 .

$$\text{Peso fluido} = \text{Peso del biodiesel} + \text{peso de agua de lavado} \quad [\text{AVI.22}]$$

$$\text{Peso fluido} = 218,19 \text{ kg} + 1755,86 \text{ kg} = 1974,05 \text{ kg}$$

$$\text{Peso cilindro} = \rho_{\text{acero}} \times 2\pi \times \frac{D_e}{2} \times H_e \times e$$

Donde:

Peso del cilindro: peso del cilindro del tanque

D_e = Diámetro del tanque

H_e = Altura de la parte cilíndrica del tanque

e = Espesor del tanque

$$\text{Peso cilindro} = 7850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2\pi \times \frac{0,7 \text{ m}}{2} \times 1,04 \text{ m} \times 0,005 \text{ m} = 89,77 \text{ kg}$$

Se presenta el cálculo del volumen de las tapas el mismo que permitirá la determinación del volumen de estas y con ello el peso total del recipiente.

La superficie de las tapa queda expresada por

$$S_o = \frac{\pi \times D_{eq}^2}{4} \quad [\text{AVI.23}]$$

Donde:

S_o : Superficie de la tapa

D_{eq} : Diámetro equivalente del tanque

$$R_K = 0.06 \times D_e \quad [\text{AVI.23}]$$

Donde:

R_K es un parámetro que se define como 0,06 veces el diámetro del tanque, su valor se compara con el triple del espesor del recipiente y con esto se establece la fórmula que se debe usar para el cálculo del diámetro equivalente.

De: Diámetro del tanque

$$R_K = 0.06 \times 0,7 \text{ m} = 0,042 \text{ m}$$

Se establece el valor de tres veces el espesor ya determinado que es de:

$$3e = 3 \times (0,005 \text{ m}) = 0.015 \text{ m}$$

$$R_K = 0,042 \text{ m} > 3e = 0.015 \text{ m}$$

Como, se ha llegado a esa relación para el cálculo del diámetro equivalente se emplea la siguiente relación:

$$D_{eq} = \frac{25}{24} * D_e + 2e \quad [AVI.24]$$

Donde:

D_{eq} = Diámetro equivalente

D_e = Diámetro del tanque

e = Espesor del tanque

$$D_{eq} = \frac{25}{24} \times 0,7 \text{ m} + 2 \times (0,005 \text{ m}) = 0,74 \text{ m}$$

$$S_o = \frac{\pi \times (0,74 \text{ m})^2}{4} = 0,43 \text{ m}^2$$

$$\text{Peso tapas} = 2 \times S_o \times e \times \rho_{\text{acero}} \quad [AVI.25]$$

Donde:

S_o = Superficie de la tapa

e = Espesor del tanque

ρ_{acero} = Densidad del acero inoxidable 304

$$\text{Peso tapas} = 2 \times 0,43 \text{ m} \times (0,005 \text{ m}) \times 7850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 33,75 \text{ kg}$$

$$\text{Peso total del recipiente} = 33,75 + 89,77 + 1974,05 = 2097,57 \text{ kg}$$

De acuerdo a las especificaciones, se tiene que la resistencia de la pata de acero es:

$$R = \frac{600 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{1,55 + 0,0005 \left(\frac{L_{\text{pata}}}{D_{\text{pata}}} \right)} \quad [\text{AVI.26}]$$

Donde:

R = resistencia de la pata de acero

L_{pata} = Longitud de la pata

D_{pata} = Diámetro de la pata

$$R = \frac{600 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}}{1,55 + 0,0005 \left(\frac{0,5 \text{ m}}{0,1143 \text{ m}} \right)} = 386,55 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

La resistencia de la pata se calcula en función, del diámetro interno y externo del tubo con el que se realiza la pata, el tubo escogido es acero de cédula 80 cuyas dimensiones se especifican en la tabla anterior.

$$\text{Superficie llena de la pata} = \frac{\pi \times D_{\text{ext}}^2}{4} - \frac{\pi \times D_{\text{int}}^2}{4} \quad [\text{AVI.27}]$$

Donde:

D_{ex} = Diámetro externo de la pata

D_{int} = Diámetro interno de la pata

$$\text{Superficie llena de la pata} = \frac{\pi}{4} * (2,13^2 - 1,58^2) \text{ cm}^2 = 1,61 \text{ cm}^2$$

$$\text{Peso que soporta cada pata} = R \times \text{Superficie llena de la pata} \quad [\text{AVI.28}]$$

Donde:

R = Resistencia de la pata

$$\text{Peso que soporta cada pata} = 386,55 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 1,61 \text{ cm}^2 = 622,34 \text{ kg}$$

$$\# \text{ patas} = \frac{2097,57 \text{ kg}}{622,34 \frac{\text{kg}}{\text{pata}}} \approx 4 \text{ Patas}$$

Entonces para el tanque de almacenamiento de biodiesel se requieren de 4 patas

ANEXO VII

COSTO DE PRODUCCIÓN

Costo de materias primas

Como materia prima se considera el aceite de ricino, el metanol y el hidróxido de sodio. El costo del aceite de ricino tiene un valor de \$ 4,68 el kilo, el precio metanol tiene un valor de \$1,39 el kilo y el hidróxido de potasio tiene un costo de \$ 3,58 por kilo

$$C_{Q1} = 245,05 \frac{\text{kg de aceite de ricino}}{\text{día}} \times 360 \text{ días} \times 4,68 \frac{\$}{\text{kg de aceite de ricino}} = 412\,860,24 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$C_{Q2} = 2,45 \frac{\text{kg de hidróxido de potasio}}{\text{día}} \times 360 \text{ días} \times 2,58 \frac{\$}{\text{kg de hidróxido de potasio}} = 3\,157,56 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$C_{Q3} = 73,52 \frac{\text{kg de metanol}}{\text{día}} \times 360 \text{ días} \times 1,39 \frac{\$}{\text{kg de metanol}} = 36\,708,59 \frac{\$}{\text{año}}$$

El costo anual por materias primas se determinó mediante la ecuación [AVII.1]:

$$C_Q = C_{Q1} + C_{Q2} + C_{Q3} \quad [\text{AVII.1}]$$

$$C_Q = \$ 412\,860,24 + \$ 3\,157,56 + \$ 36\,708,59$$

$$C_Q = \$ 452\,726,39$$

Costo de fuerza laboral

$$C_{L1} = 350 \frac{\$}{\text{obrero al mes}} \times 1 \text{ obrero} \times 12 \frac{\text{meses}}{\text{año}} = \$4\,200 \text{ por año}$$

Costo de servicios industriales

Consumo energético para el funcionamiento del agitador

$$C_{L_1}' = 0,248 \frac{\text{kW}}{\text{agitador (por lote)}} \times 4 \frac{\text{h}}{\text{día}} \times 3 \text{ lotes} \times 360 \text{ días} \times 0,10 \frac{\$}{\text{kWh}} = 107,13 \frac{\$}{\text{año}}$$

Consumo energético para el calentamiento del aceite de ricino

$$C_{L_2}' = 1,3 \frac{\text{kW}}{\text{resistencia(por lote)}} \times 0,5 \frac{\text{h}}{\text{día}} \times 3 \text{ lotes} \times 360 \text{ días} \times 0,10 \frac{\$}{\text{kWh}} = 70,2 \frac{\$}{\text{año}}$$

Consumo energético para alcanzar la temperatura de reacción

$$C_{L_3}' = 3,9 \frac{\text{kW}}{\text{resistencia(por lote)}} \times 0,33 \frac{\text{h}}{\text{día}} \times 3 \text{ lotes} \times 360 \text{ días} \times 0,10 \frac{\$}{\text{kWh}} = 138,99 \frac{\$}{\text{año}}$$

Consumo energético para la reacción de transesterificación

$$C_{L_4}' = 0,65 \frac{\text{kW}}{\text{resistencia(por lote)}} \times 2 \frac{\text{h}}{\text{día}} \times 3 \text{ lotes} \times 360 \text{ días} \times 0,10 \frac{\$}{\text{kWh}} = 140,40 \frac{\$}{\text{año}}$$

Consumo energético para el funcionamiento de la bomba centrífuga

$$C_{L_5}' = 0,004474 \frac{\text{kW}}{\text{bomba(por lote)}} \times 0,166 \frac{\text{h}}{\text{día}} \times 3 \text{ lotes} \times 360 \text{ días} \times 0,10 \frac{\$}{\text{kWh}} = 0,08 \frac{\$}{\text{año}}$$

Costo por consumo de agua

$$C_{L_6}' = 1,76 \frac{\text{m}^3 \text{ agua}}{\text{día}} \times 360 \times 0,72 \frac{\$}{\text{m}^3} = 455,12 \frac{\$}{\text{año}}$$

Consumo energético por el proceso de secado

$$C_{L_7}' = 8 \frac{\text{kW}}{\text{resistencia (por lote)}} \times 1 \frac{\text{h}}{\text{día}} \times 3 \text{ lotes} \times 360 \text{ días} \times 0,10 \frac{\$}{\text{kWh}} = 864 \frac{\$}{\text{año}}$$

Para obtener el costo de producción por servicios industriales y mano de obra se suma $C_{L1'}$, $C_{L2'}$, $C_{L3'}$, $C_{L4'}$, $C_{L5'}$, $C_{L6'}$, $C_{L7'}$ y se obtiene el costo de producción C_L .

$$C_L = \$ 5\,975,93 \text{ por año de operación}$$

$$\text{Costos totales de producción} = \$ 458\,702,32 + \$ 5\,975,93 = \$ 458\,702,32$$

Por lo tanto el precio por litro de aceite extraído es el valor total de producción anual dividido para la producción anual de aceite

$$\frac{\$ 458\,702,32}{84572,96 \text{ L}} = \$5,42$$

Determinación de la inversión fija

Para determinar la inversión fija requerida para este proceso se suma los costos directos e indirectos, por lo tanto la inversión fija es:

$$\text{Costos directos} = \$ 2,4 \times \$ 3\,205,80 = \$ 7\,693,92$$

$$\text{Costos indirectos} = 1,41 \times \$ 3\,205,80 = \$ 4\,520,18$$

$$\text{Inversión fija} = \$ 7\,693,92 + \$ 4\,520,18 = \$ 12\,214,10$$