

**ANÁLISIS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL A PARTIR DE LA
BORRA DE CAFÉ**

SANTIAGO CARREÑO PARDO

**Proyecto integral de grado para optar por el título de
INGENIERO QUÍMICO**

Director

Felipe Correa Mahecha

Ingeniero Químico

Msc Desarrollo Sostenible y Medio Ambiente

FUNDACIÓN DE LA UNIVERSIDAD DE AMÉRICA

FACULTAD DE INGENIERÍAS

PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA

BOGOTÁ D.C.

2022

NOTA DE ACEPTACIÓN

Firma del Jurado

Firma del Jurado

Bogotá D.C. Febrero del 2022

DIRECTIVOS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro

Dr. MARIO POSADA GARCÍA-PEÑA

Concejero Institucional

Dr. LUIS JAIME POSADA GARCÍA-PEÑA

Vicerrectora Académica y de Investigaciones

Dr. ALEXANDRA MEJÍA GUZMÁN

Vicerrector Administrativo y Financiero

Dr. RICARDO ALFONSO PEÑARANDA CASTRO

Secretario General

Dr. JOSE LUIS MACIAS RODRIGUEZ

Decano Facultad de Ingeniería

DRA. NALINY PATRICIA GUERRA PRIETO

Directora Programa Ingeniería Química

Ing. NUBIA LILIANA BECERRA OSPINA

TABLA DE CONTENIDO

	Pag.
1. GENERALIDADES	14
1.1 Café	14
1.2 Residuos del café	15
1.2.1 <i>Café crudo</i>	17
1.3 Café liofilizado	19
2. LA BORRA DE CAFÉ Y SUS USOS	21
2.1 Biogás	27
2.2 Bioetanol	27
2.3 Biodiesel	28
2.4 Pellets	29
2.5 Biopolímeros	29
3. PROCESO	30
3.1 Aceite de borra de café	31
3.2 Biodiesel	34
3.2.1 <i>Transesterificación</i>	36
3.2.2 <i>Transesterificación álcali-acida</i>	43
3.2.3 <i>Transesterificación in-situ</i>	45
3.3 Metodología	47
3.4 Proceso	48
3.4.1 <i>Comparación de aceites</i>	50
3.4.2 <i>Extracción</i>	52
3.4.3 <i>Descripción del proceso</i>	55
3.4.4 <i>Mezclado</i>	60
3.4.5 <i>Reactor</i>	60
3.4.6 <i>Transesterificación</i>	66
3.4.7 <i>Recuperación del metanol</i>	71
3.4.8 <i>Lavado</i>	71
3.4.9 <i>Purificación del biodiesel</i>	72
3.4.10 <i>Neutralización</i>	73

3.4.11 <i>Purificación de la glicerina</i>	73
4. ANÁLISIS Y COSTOS	75
4.1 Análisis	76
4.1.1 <i>Reactor CSTR</i>	76
4.1.2 <i>Columnas de separación</i>	79
4.1.3 <i>Intercambiador de calor</i>	83
4.1.4 <i>Lavado</i>	85
4.1.5 <i>Neutralizador</i>	86
4.1.6 <i>Separador</i>	88
4.2 Costos	91
4.2.1 <i>Coste de equipos</i>	93
4.2.2 <i>Alternativas al proceso</i>	97
5 CONCLUSIONES	103
BIBLIOGRAFÍA	104
ANEXOS	118

LISTA DE FIGURAS

	Pag.
Figura 1. <i>Representación del fruto del café</i>	16
Figura 2. <i>Representación del café lavado</i>	18
Figura 3. <i>Gráfico de documento realizado de borra de café por año.</i>	24
Figura 4. <i>Gráfico de documentos realizado de borra de café por cada país</i>	25
Figura 5. <i>Reacción de transesterificación general</i>	37
Figura 6. <i>Diagrama básico de una transesterificación</i>	38
Figura 7. <i>Mecanismo de reacción de la catálisis básica</i>	41
Figura 8. <i>Reacción de esterificación</i>	42
Figura 9. <i>Diagrama de bloques para el proceso de transesterificación álcali-acida</i>	44
Figura 10. <i>Diagrama de bloques para el proceso de transesterificación in-situ para la borra de café</i>	46
Figura 11. <i>Producción convencional de biodiesel</i>	59
Figura 12. <i>Diagrama de bloques para el proceso de transesterificación</i>	61
Figura 13. <i>Reactores químicos</i>	63
Figura 14. <i>Comportamiento de la conversión con respecto al tiempo</i>	69
Figura 15. <i>Comportamiento del flujo molar con respecto al tiempo</i>	70
Figura 16. <i>Reacción de neutralización del catalizador de NaOH</i>	73
Figura 17. <i>Reactor CSTR</i>	77
Figura 18. <i>Columna de separación (COLUMN1)</i>	80
Figura 19. <i>Columna de separación (COLUMN2)</i>	81
Figura 20. <i>Columna de separación (COLUMN3)</i>	82
Figura 21. <i>Intercambiador de calor (HX1)</i>	84
Figura 22. <i>Columna de lavado (WASHCOL)</i>	85
Figura 23. <i>Neutralizador (NEUTR)</i>	87
Figura 24. <i>Separador (FILTER)</i>	88
Figura 25. <i>Diagrama de flujo de proceso para el proceso de obtención de biodiesel a partir de borra de café</i>	90
Figura 26. <i>Gráfico del precio de biodiesel en Colombia en el 2021</i>	91
Figura 27. <i>Gráfico de la demanda de biodiesel nacional en Colombia en el 2021</i>	92

LISTA DE TABLAS

	Pag.
Tabla 1. <i>Promedio de la composición de la borra de café en base seca</i>	22
Tabla 2. <i>Composición de la borra de café (base seca)</i>	23
Tabla 3. <i>Matriz de decisión</i>	30
Tabla 4. <i>Porcentajes máxicos de los ácidos grasos presentes en los triglicéridos presentes en el aceite de borra de café</i>	32
Tabla 5. <i>Características del aceite de borra de café extraída con Hexano</i>	33
Tabla 6. <i>Porcentaje masico de los triglicéridos presentes en la borra de café</i>	34
Tabla 7. <i>Parámetros según la norma NTC 5444 para el biodiesel</i>	35
Tabla 8. <i>Factores que afectan el proceso de transesterificación</i>	39
Tabla 9. <i>Comparación entre los procesos Batch, semi-batch y continuo</i>	50
Tabla 10. <i>Comparación de los aceites vegetales usados para la obtención de biodiesel (%p/p)</i>	51
Tabla 11. <i>Comparación de los triglicéridos presentes en los aceites (%p/p)</i>	52
Tabla 12. <i>Extracción de borra de café con diferentes solventes</i>	53
Tabla 13. <i>Tabla de valores de f_i^*, f_i-y los pesos relativos</i>	54
Tabla 14. <i>Ranking de alteraciones según los valores de Q, S y R de acuerdo con el método VICTOR</i>	54
Tabla 15. <i>Transesterificación convencional vs in-situ</i>	56
Tabla 16. <i>Características de los diferentes tipos de reactores para la producción de biodiesel</i>	62
Tabla 17. <i>Matriz de selección de reactor para el proceso de transesterificación</i>	65
Tabla 18. <i>Tabla de valores de f_i^*, f_i-y los pesos relativos</i>	65
Tabla 19. <i>Ranking de alteraciones según los valores de Q, S y R de acuerdo con el método VICTOR</i>	66
Tabla 20. <i>Parámetros cinéticos de un reactor CSTR</i>	68
Tabla 21. <i>Valores del reactor CSTR en Aspen Plus V9</i>	77
Tabla 22. <i>Valores obtenidos en el diseño del reactor de transesterificación</i>	78
Tabla 23. <i>Valores columnas de separación en Aspen Plus V9</i>	83
Tabla 24. <i>Valores del intercambiador de calor en Aspen Plus V9</i>	84
Tabla 25. <i>Valores de la columna de lavado en Aspen Plus V9</i>	86
Tabla 26. <i>Valores del reactor de neutralización en Aspen Plus V9</i>	87
Tabla 27. <i>Valores del separador en Aspen Plus V9</i>	89

Tabla 28. <i>Costos de los equipos</i>	95
Tabla 29. <i>Ingresos de biodiésel de 1 000 ton/año a partir de borra de café</i>	97
Tabla 30. <i>Comparación las dimensiones del reactor de transesterificación en los escenarios propuestos</i>	98
Tabla 31. <i>Comparación las dimensiones de la columna de purificación de biodiesel en los escenarios propuestos</i>	100
Tabla 32. <i>Comparación de costos en los tres escenarios propuestos</i>	101

LISTA DE ABREVIATURAS

%	Porcentaje
%w	Porcentaje masico
°C	Grados Celsius
atm	Atmosferas de presión
bar	bares de presión
barg	bares manométricos
COP	Pesos colombianos
g/L	gramos por litro
hr	horas
kg	kilogramos
kg/hr	kilogramos por hora
kg/m³	kilogramo por metro cubico
kmol/hr	kilo mol por hora
kW	kilovatio
l	litros
m	metros
m²	metros cuadrados
m³	metros cúbicos
min	minutos
mg/kg	miligramos por kilogramos
mm²	milímetros cuadrados
MJ/kg	Mega Julios por kilogramo
mol	moles
mol/hr	mol por hora
ton	Toneladas
USD	Dólares estadounidenses

RESUMEN

En este proyecto se pretende realizar una propuesta para la producción de biodiesel tomando la borra de café como materia prima, analizando las características del proceso de producción mediante el uso un análisis bibliográfico y se realiza un análisis para la purificación del biodiesel obtenido con el uso del software de simulación Aspen Plus V9, para ello se estudian y comparan diferentes procesos. La borra de café es uno de los principales residuos generados por la industria del café liofilizado, en los últimos años se ha estado investigando su aprovechamiento para la elaboración de varios productos principalmente se ha estado estudiando su uso como materia prima para la elaboración de biocombustibles. La borra de café tiene un contenido lipídico aproximado de 14% por ende en muchas ocasiones se realiza la extracción de su aceite para la elaboración de biodiesel. Mediante un análisis bibliográfico se encontraron diferente proceso para la transesterificación de la borra de café, entre ellos destacan la transesterificación in-situ y la transesterificación homogénea básica con diferentes condiciones de operación. A partir del análisis bibliográfico de las características de la borra de café y su aceite se escogió una transesterificación homogénea básica con una relación de metanol/aceite de 6:1 y un catalizador de NaOH. El proceso de producción de biodiesel para el aprovechamiento de este residuo solido luego de la extracción del aceite en este proyecto se compone de una etapa de mezclado, transesterificación básica con NaOH en un reactor CSTR, recuperación de metanol, lavado, neutralización, separación y purificación. El mayor rendimiento de esteres metílicos que se obtienen usando una relación 6:1 es de aproximadamente 94% para este tipo de proceso a partir del análisis bibliográfico hecho, como resultado para la purificación de biodiesel realizado se obtiene un biodiesel con una pureza del 99% y un contenido de agua de 349.34 mg/kg. Obteniendo un porcentaje masico de 18.1% de oleato de metilo, 39.5% de linoleato de metilo y 42.3% palmitato de metilo Mediante los resultados del simulador se comprueba que las grasas que tiene la borra de café presentan un potencial como materia prima para la producción de biodiesel para industrias de café liofilizado. Así mismo el proceso demostró gran factibilidad económica con un control de temperatura fácil y a presión atmosférica.

PALABRAS CLAVE: Biodiesel, borra de café, simulación, transesterificación, aceite.

INTRODUCCIÓN

El café es uno de los productos agrícolas con gran producción en el mundo siendo utilizado principalmente para la preparación del café como bebida (mediante un proceso de infusión), a partir de granos molidos. El café es el segundo producto más comercializado a nivel mundial después del petróleo y su producción se estima entre 110 y 120 millones de sacos por año [1]. En los procesos de producción de café se obtiene una gran cantidad de residuos ya que el fruto del café no solo se compone de la semilla de café. La borra de café es uno de los residuos principales del proceso de liofilización de café, muchas veces esta borra es enviada a los rellenos sanitarios donde aumentan las emisiones de CO₂ en la atmosfera. En los últimos años se han realizado diversas investigaciones para el aprovechamiento de este residuo. Uno de los principales usos que se han encontrado para la borra de café es como biomasa o como materia prima para la obtención de biocombustibles. Algunas plantas de producción de café liofilizado usan la borra de café como combustible para calderas o también realizan un proceso de extracción de su aceite. Este aceite extraído se puede llegar a usar como materia prima para la obtención de biodiesel. Diferentes estudios demuestran que el contenido de grasa de los granos de café tostado varía entre 11 y 20% dependiendo de la variedad, este contenido no se altera al separar la borra de la infusión, esta contiene entre 10 y 15% [2].

Actualmente la conciencia ambiental ha ido aumentando, buscando la manera de abandonar los la dependencia que se tiene en los combustibles fósiles como fuente energética, de esta manera últimamente se ha buscado la manera de innovar, ya que no solo los combustibles fósiles representan un impacto en el ambiente, también los desechos industriales que poco a poco aumentan las emisiones de CO₂ generadas por las industrias. El biodiesel es un combustible renovable, cuyo uso se ha incrementado en los últimos años, tanto como combustible alternativo, o bien mezclado al diésel fósil; consiste en una mezcla de ésteres metílicos de ácidos grasos de cadena larga derivados de aceites vegetales o grasas animales, obtenidos por transesterificación de los triglicéridos, catalizada por ácidos o bases en presencia de alcoholes de cadena corta como metanol y etanol [2]. El biodiesel es más costoso que los combustibles fósiles, sin embargo, el implementar materia prima de bajo costo tal como la borra de café, al ser un residuo de la industria alimenticia no compite con la producción de alimentos. La alta demanda de energía mundial, junto con la sesgada distribución de reservas de petróleo en el mundo, provoca que muchas regiones

dependan de otras para satisfacer sus necesidades de combustible. Por lo cual se hace necesario el desarrollo de fuentes de energía limpias y renovables.

OBJETIVOS

Objetivo general

Analizar el proceso de producción de biodiesel a partir de la borra de café mediante un diseño conceptual.

Objetivos específicos

- Investigar la procedencia y el uso de la borra de café.
- Plantear el diseño conceptual de la producción de biodiesel a partir de la borra de café.
- Realizar un costeo preliminar de los equipos usados en la producción de biodiesel.

1. GENERALIDADES

1.1 Café

El café pertenece a la familia de los *Rubiaceae*, del género *Coffea* y tiene diferentes especies las cuales las más comunes son la *arabica*, *canephora* y *liberica*. [3]. “El café, esa bebida estimulante y aromática tan difundida por el mundo, encuentra su origen en las tierras de Abisinial, (actual Etiopia).” [4] El café ha sido uno de los productos más populares y por ende uno de los más comercializados llegando así a ser el segundo producto de exportación mundial detrás del petróleo [1]. El café comenzó a exportarse desde la parte arábiga extendiéndose por Persia, Egipto, África septentrional y Turquía, el café fue distribuido a lo largo de Asia y África por los pueblos islámicos primero fue distribuido como fruto y luego fue distribuido como grano [4] Para finales del siglo XVI en el mundo musulmán ya se había convertido en un hábito beber café, los musulmanes guardaban celosamente el café, pero no la planta, dando como resultado que los comerciantes árabes solo comerciaban con el fruto verde o con café tostado. Para inicios del siglo XVII los comerciantes venecianos fueron los primeros europeos en llevar el café a occidente y los holandeses fueron los primeros en llevar el café a Países bajos expandiendo así la bebida por toda Europa, luego de su expansión por Europa el café fue introducido en la India y luego en el continente americano por misioneros jesuitas, las primeras semillas se plantaron en Colombia en 1732 en Colombia y de ahí hacia el resto de América [4].

El café es un producto agrícola esencial en el mundo, los principales países productores de café en el mundo son Brasil, Vietnam, Colombia, Indonesia, Etiopia y India abarcando la mayor parte del mercado actual [5]. El cultivo del café tiene unas condiciones ambientales muy específicas como lo son una temperatura de 17 a 26°C, una altura de 900 a 1 600 metros sobre el nivel del mar, vientos que no superen los 30 km/h ya que pueden dañar la planta y su fruto, tiene tener una precipitación de 1 000 a 3 000 milímetros de agua al año ya que si supera esto puede llegar a producir hongos y debe tener una humedad de 65 a 90% [4]. Todos los países anteriormente mencionados cuentan con estas características para el cultivo de café además de estar cerca de la línea ecuatorial ubicándose entre las latitudes de 25° norte y 25° sur.

1.1.1. Café colombiano

Colombia cuenta con una gran variedad de climas, topografías y biodiversidad que permite producir café todo el año, el café en Colombia se encuentra distribuido en tres diferentes regiones. La región norte está conformada por los departamentos del Cesar y Santander, la región central conformada por los departamentos de Cundinamarca, Tolima, valle del cauca, Quindío, Risaralda, Caldas y Antioquia. Por último, se encuentra la región sur donde se encuentran los departamentos del Huila y Cauca. Estas tres regiones se encuentran en su gran mayoría ubicado en la cordillera de Los Andes, estos departamentos cuentan con las condiciones ambientales anteriormente mencionadas necesarias para el cultivo del café. Los departamentos que producen más café en Colombia son Huila, Antioquia, Tolima, Cauca, Caldas y Valle, siendo el Huila el departamento que presenta una mayor participación en el cultivo del café, teniendo un 16% del área cultivada para el año 2018 [6].

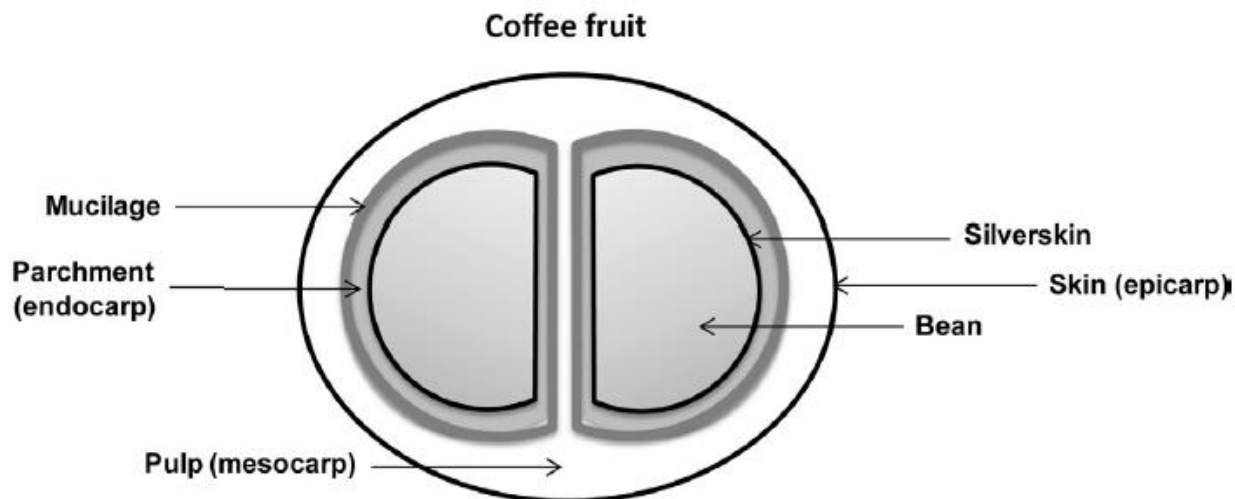
El café colombiano pertenece a la especie *arabica*, es reconocido mundialmente por tener un sabor suave y por su gran calidad de exportación. Existen tres principales países en los cuales el café colombiano tiene una gran demanda, estos son Estados Unidos, Francia y Reino unido. Para el año 2019 hubo una producción de 14,8 millones de sacos de 60 kilos y se exportaron 17,7 millones de sacos en cual tuvo un crecimiento de 7% comparado con el año 2018. [7].

1.2 Residuos del café

El café está compuesto por diferentes capas o partes que componen la cereza del café como se puede ver en la Figura 1, en el procesamiento del fruto estas capas se deben retirar hasta llegar al grano de café, la mayor parte de los residuos o subproductos del café se obtienen en el procesamiento del café crudo. Existen diferentes tipos de métodos para retirar todos los residuos o subproductos del café, cada método tiene un proceso diferente que retira diferentes partes de la cereza del café y cada método determina la calidad del café.

Figura 1.

Representación del fruto del café



Nota. La figura representa las partes que conforman el fruto del café. Tomado de: R. C. Alves, F. Rodrigues, M. A. Nunes, A. F. Vinha y M. B. P.P. Oliveira, "State of the art in coffee processing by-products", de *Handbook of Coffee Processing By-Products*, Elsevier Inc, pp. 1-26, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811290-8.00001-3>.

- La piel: el epicarpio o exocarpio es una capa mono-celular cubierta de una sustancia cerosa y color rojizo, amarillento o rosado que dependerá de la variedad de café [8].
- La pulpa: el mesocarpio del fruto está compuesto por pulpa carnosa y en los frutos maduros una capa viscosa pectínica de mucílago [8]. La pulpa del café es un material de desecho que procede de la industria del café, puede reemplazar hasta un 20% de los concentrados comerciales en la alimentación del ganado lechero, sin efectos secundarios, con un ahorro del 30%, el grano de cereales puede ser sustituido por pulpa deshidratada de café en hasta un 16% de la ración total [8]. Así mismo el ensilaje de la pulpa de café es una alternativa válida para incorporarlo en el régimen alimenticio de algunos animales de granja, contribuyendo a reducir los costos de producción de leche y carne, especialmente en los países en desarrollo como lo es Colombia [9].

Otro de los usos posibles que se le da en la actualidad a la pulpa de café es en la producción de alcoholes por parte de ensayos de Cenicafe se ha planteado su preservación mediante productos sulfurosos [8].

- El pergamino: es el endocarpio que consta de una cubierta de un polisacárido que cubre el fruto [7]. El pergamino se obtiene tras separar y secar la pulpa y mucílago, liberándolo del pergamino mediante el paso por un cilindro acanalado de hierro fundido que gira con rapidez con una cubierta del mismo metal, de manera que el pergamino sea liberado por medio de corrientes de aire [8].
- La cascara: es una capa de tegumento delgado que recubre directamente el grano de café [8]. La cascara de café es el principal subproducto de la industria cafetera en Colombia y no es aprovechada según su potencial bioactivo representado en carotenoides, ácido gálico, antocianinas y antioxidantes, de alto valor para la industria alimentaria y farmacéutica [10].

4.1.1 *Café crudo*

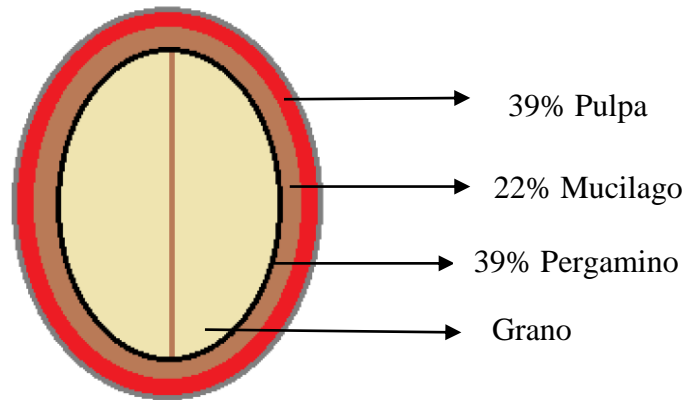
Para el procesamiento del café crudo existen varios métodos para retirar los subproductos que tiene el fruto del café, estos métodos de procesamiento consisten en el tratamiento del fruto para remover impurezas y residuos como lo son la cáscara y el mucílago, el procesamiento postcosecha tiene como objetivo separar las semillas del resto del fruto [8], el café cuenta con varias capas exteriores que tienen que ser retiradas para llegar al grano, estas capas deben ser retiradas desde el exterior hasta el interior.

El procesamiento del café crudo tiene como objetivo bajar el contenido de agua obteniendo granos de café que estén de acuerdo a los requisitos del mercado. Durante este procesamiento más del 50% de la masa del fruto es removida, esta masa removida en muchas ocasiones es considerada como un residuo.

Luego de ser retirados estas capas del grano de café se puede llevar al tostado de café, estas capas exteriores del fruto muchas veces se consideran una merma del café y constituyen una gran parte del fruto “como ejemplo los valores descritos para el café lavado de Colombia muestran que para cada 100 kg de fruto maduro están constituidos por 39 kg de pulpa, 22 kg de mucílago y 39 kg de pergamino de café” [11] cómo se puede observar en la Figura 2 la pulpa, el mucílago, grano y el pergamino son los principales componentes del café.

Figura 2.

Representación del café lavado



Nota. La figura representa las partes del café lavado de Colombia Elaboración propia con base en: V. Aristizabal Marulanda, Y. Chacón Perez y C. Cardona Alzate, "The biorefinery concept for the industrial valorization of coffee processing by-products", *Waste Management*, pp. 63-92, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811290-8.00003-7>.

Los métodos para la obtención de café crudo varían dependiendo de la especie del café y la calidad deseada, luego de que el café sea sometido a uno de los métodos descritos a continuación pasa por un tratamiento térmico y para obtener café tostado. Existen cuatro diferentes métodos para la obtención de café crudo que son:

- **Método seco:** el método seco es uno el método más antiguo para el procesamiento del café y es el que requiere menos maquinaria [12]. El método seco consiste en el secado del fruto para luego ser descascarado. Este método consta de tres etapas las cuales son, la cosecha, el secado y descascarar el fruto, este método es muy usado en Brasil, Etiopía y Haití para la especie arábica y en el resto del mundo es usado para el café robusta. Para este método se usan secadores mecánicos o se suele secar bajo el sol (secado natural) [8] con este método se obtiene como subproducto la cáscara, pulpa y el pergamino. Este método se usa para el 90% del café de la especie *arabica* en los países anteriormente mencionado y en algunos casos también se usa en países como la India y Ecuador [12].
- **Método húmedo:** el método húmedo es un poco más sofisticado que el anterior, ya que se despulpa el fruto por medio de fermentación, pero este proceso puede llegar a consumir grandes cantidades de agua y varios equipos, pero se obtiene un grano de café de alta calidad

y con un alto valor en el mercado [8]. Este método se compone de siete etapas que son la cosecha, limpieza, despulpado, fermentación, lavado, secado y descascarado. En este método se deben retirar las cerezas de café de menor calidad, esto se realiza en una criba donde las cerezas del fruto de menor calidad flotarán y posteriormente se retirarán [13]. Luego de esto se procede a secar el fruto para que una vez retirada la cascara los granos se introducen dentro de un tanque para comenzar con el proceso de fermentación para lograr retirar el pergamino del café. Y como subproductos se obtiene granos de café que aún no están maduros, la piel, pulpa y el pergamino. Para el año 2015 la federación nacional de cafeteros de Colombia realizó unas prácticas para el ahorro y uso eficiente del agua para el control de la contaminación hídrica en el proceso del café húmedo, informando la relación que existe entre tipos de beneficio que respecto al uso eficiente del ahorro de agua y la contaminación hídrica en la zona cafetera con el fin de concientizar a los productores de café [14].

- Método semiseco: este método combina los dos métodos anteriormente mencionados, este método consiste en el lavado del fruto y seleccionando los granos en tanques de flotación [8]. Este método es usado en África central y Brasil. Este método es muy similar al anterior pero no se realiza la etapa de lavado de pergamino y la etapa de fermentación obteniendo los mismos subproductos.
- Método mecánico: en los últimos años se ha optado por la eliminación del mucílago del café por medio de fricción por acción mecánica, este método consiste en 7 diferentes etapas que son la cosecha, limpieza, despulpado, remoción del mucílago por fricción, lavado, secado y descascarado, y tiene como subproductos granos verdes de café, mucílago, piel, pulpa y el pergamino [8].

1.3 Café liofilizado

Un producto liofilizado es aquel que al ponerse en contacto nuevamente con el líquido, la sustancia sublimada, recupera todas las características físicas, de aroma y sabor que poseía antes de pasar por este proceso, con la ventaja que puede ser almacenado por largos períodos, sin deteriorarse [15]. La liofilización es un proceso de secado del extracto de café congelado a un alto vacío, en donde el agua que contiene el extracto en estado sólido, se evapora sin pasar por el estado líquido, para que así el producto final conserve la mayor parte de sabor y aroma propios del café [15]. El

proceso de café liofilizado tiene como su principal subproducto o residuo la borra de café, que es la parte insoluble del café. Se estima que durante la producción de café liofilizado por cada tonelada de café soluble se obtienen 2 toneladas de borra de café [11].

2. LA BORRA DE CAFÉ Y SUS USOS

La borra de café es un subproducto que se obtiene de la industria de café soluble o liofilizado, la borra de café también se puede encontrar en los hogares, restaurantes o cafetería ya que este al ser la parte insoluble del café se presenta en la elaboración del café convencional. La borra es considerada muchas veces como un residuo industrial y termina en los rellenos sanitarios, aproximadamente el 50% del café producido en el mundo se utiliza en la preparación de café soluble, aunque muchas veces es usada para la extracción de aceite o como biomasa. La borra de café corresponde a la fracción insoluble del grano tostado y representa el 11% del peso total del fruto [16]. En la borra de café se pueden encontrar varios compuestos químicos como lo son la cafeína, ácidos cafeoilquínicos, feruloilquínicos, p-cumaroilquínicos y 4-hidroxibenzoicos [8] también tiene un contenido de lípidos, lignina, polifenoles, hemicelulosa, carbono y nitrógeno.

A partir de un análisis bibliométrico en el sitio web de Scopus mediante el uso de las palabras clave de spent coffee ground (borra de café en inglés) y haciendo uso principalmente de la base de datos de sciencedirect y otras bases de datos como doaj o redalyc se logró encontrar la mayor información posible de los últimos años en los cuales se obtuvieron los datos de la Tabla 1 en los cuales se recolectaron los datos de la composición de la borra de café sin importar la procedencia de esta ya que en muchas ocasiones los artículos o demás referencias no aclaran la procedencia o la especie del tipo de café del cual provienen. Según lo dicho anteriormente se generó la Tabla 1 realizando un promedio de las composiciones y la desviación estándar, los datos obtenidos de la borra de café son en base seca lo que quiere decir que se les retiró la mayor humedad posible. En la Tabla 1 indica cuales con los artículos que fueron tomados para realizar este análisis, estos artículos fueron elegidos ya que son los que presentan los datos requeridos de la composición de la borra de café. Como se puede observar en la Tabla 1, luego del análisis estadístico se obtuvieron desviaciones estándar altas lo que quiere decir que la composición de la borra de café en cada uno de los artículos consultados varía, ya que en la búsqueda de datos en los artículos consultados no se aclaraba la procedencia de la borra de café. La borra de café tiene un alto poder calorífico lo cual indica que se puede llegar a usar como biomasa para la elaboración de pellets o como combustible para calderas, incluso tiene un poder calorífico un poco más alto que otro tipo de biomasa y tiene una alta humedad.

Tabla 1.*Promedio de la composición de la borra de café en base seca*

	Media (%)	Desviación estándar (%)
Mayor poder calorífico (MJ/kg)	22.566	3.710
Humedad(húmeda)	39.008	31.483
Humedad(seca)	2.992	2.435
Celulosa %w	22.409	13.490
Hemicelulosa %w	32.366	9.302
Lignina %w	28.137	7.556
Lípidos %w	14.01	4.915
Azúcar %w	19.66	12.149
Ceniza %w	1.531	0.580
Proteína %w	12.944	3.412
C %w	50.741	16.671
H %w	6.957	0.174
N %w	2.295	0.644
O %w	36.092	1.880
P %w	0.156	0.021
Mg %w	0.148	0.024

Nota. Esta tabla muestra la media y la desviación estándar de la composición de la borra en base seca luego del análisis bibliométrico realizado. Tomado de: A. Z. J. S. E. A. C. C. A. Urribarri, "Evaluación del potencial de la borra de café como materia prima para la producción de biodiesel", *Multiciencias Básicas*, vol. 14, no. 2, pp. 129-139, 2014. V. Aristizabal Marulanda, Y. Chacón Perez y C. Cardona Alzate, "The biorefinery concept for the industrial valorization of coffee processing by-products", *Waste Management*, pp. 63-92, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811290-8.00003-7>. T. M. Mata, A. A. Martins y N. S. Caetano, "Bio-refinery approach for spent coffee grounds valorization", *Bioresource Technology*, vol. 247, pp. 1077-1084, ene, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.09.106>. S. K. Karmee, "A spent coffee grounds based biorefinery for the production of biofuel, biopolymers, antioxidants and biocomposites", *Waste Management*, vol. 72, pp. 240-254, sep, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.10.042>. F. Battista, S. Zanzoni, G. Strazzera, M. Andreolli y D. Bonlzonella, "The cascade biorefinery approach for the valorization of the spent coffee grounds", *Renewable Energy*, vol. 157, pp. 1203-1211, may, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2020.05.113](https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.05.113). A. Woo Goo, T. Y. Nhu Pham, Y.-H. Ju, R. C. Agapay, A. E. Angkawijaya y K. L. Quijote, "Extraction of lipids from post-hydrolysis spent coffee grounds for biodiesel production with hexane as solvent: Kinetic and equilibrium data", *Biomass and Bioenergy*, vol. 140, p. 105704, jun, 2020. DOI: [10.1016/j.biombioe.2020.105704](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105704). I. Efthymiopoulos, *Recovery of lipids from spent coffee grounds for use as a biofuel*, tesis Ph.D. University College London, Londres, Inglaterra, 2018. K. Somnuk, P. Eawlex y G. Prateepchaikul, "Optimization of coffee oil extraction from spent coffee grounds using four solvent and prototype-scale extraction using circulation process", *Issue 3*, vol. 51, pp. 181-189, jun, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.anres.2017.01.003>.

Aunque en esta revisión bibliográfica no se tuvo en cuenta la especie de la borra de café ya que en mucho de los artículos consultados no aclaran cual es la especie usada, se puede tener llegar a tener una aproximación de cuál es la diferencia entre la variedad arábica y la robusta a partir de la Tabla 2, teniendo en cuenta esta tabla se puede observar que la más grande diferencia es el contenido de lípidos ya que la especie arábica cuenta con 17% y la robusta solamente 11%, lo cual indica que para la extracción de dichos lípidos es recomendable el uso de la especie arábica.

Se estima que por cada tonelada de café se obtienen 450 Kilogramos de borra. Colombia es uno de los países más reconocidos en el mundo como un país cafetero por su café, más del 90% de las familias colombianas consumen café, abundado a esto empresas como Juan Valdez que es la líder en ventas de café venden al día un promedio de 30 000 tazas de café al día [22] esto significa que el consumo de café en Colombia es muy alto. En la elaboración de una taza de café es necesario de 7 a 8 gramos de café de 100 mililitros y la borra corresponde del 90 al 95% del café usado, esto indica que demasiados kilos de borra de café son desechados a los rellenos sanitarios.

Tabla 2.

Composición de la borra de café (base seca)

Componente	Variedad arábica (%)	Variedad robusta (%)
Cafeína	1.3	2.4
Minerales	4.5	4.7
Lípidos	17	11
Trigonelinas	1	0.7
Proteínas	10	10
Ácidos alifáticos	2.4	2.5
Ácidos clorogénicos	2.7	3.1
Carbohidratos	38	41.5
Aromas volátiles	0.1	0.4
Malanoidinas	23	23

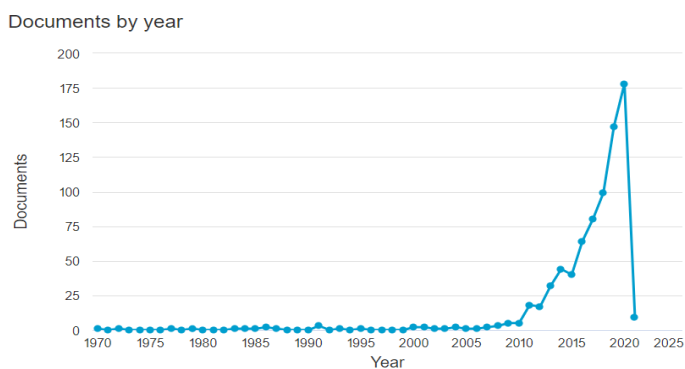
Nota. Esta tabla muestra una comparación de las composiciones entre la variedad arábica y robusta. Tomado de: D. M. Ostos Pérez, L. K. García de Hoyos, *Evaluación de la extracción por disolventes de aceite crudo a partir de café (Coffea arabica) afectado por broca (Hypothenemus hampei)*, tesis pre. Facultad de Ingeniería, Universidad de LaSalle, Bogotá, Colombia, 2020.

En los últimos años se ha comenzado a estudiar la borra de café para la elaboración de productos mucho más complejos como lo son la obtención de biocombustibles ya que debido a su alto poder calorífico muchas veces es usado como biomasa, pero no solo es usado como biomasa, a partir de procesos diversos procesos como la digestión de bacterias anaeróbicas se puede obtener biogás o bioetanol por medio de fermentación luego del desgrasado de la borra. Ya que la borra de café es una gran fuente de lípidos a partir de la extracción de su aceite se puede llegar a obtener cosméticos o biodiesel por transesterificación [17].

Como ya se mencionó se realizó un análisis bibliométrico en el sitio web de Scopus para observar el aumento que ha tenido el estudio de la borra de café en los últimos años y en que países se han hecho estas investigaciones. Desde el año 2010 como se muestra en la Figura 3 y 4 el estudio de la borra de café y su uso ha ido en aumento en los últimos años, países como Corea del sur, Italia, Brasil, Portugal y España han sido los principales investigadores de los diferentes usos que tiene la borra de café.

Figura 3.

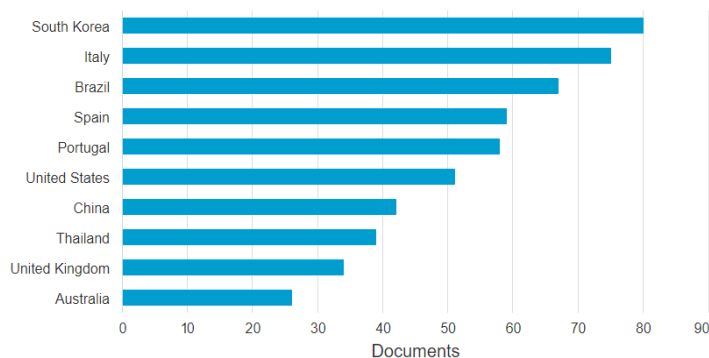
Gráfico de documento realizado de borra de café por año.



Nota. La grafica representa los documentos o investigaciones que se han realizado sobre la borra de café por cada ano. Tomado de: Scopus, “Analyze search results”. Scopus. [En línea]. Disponible: <https://www-scopus-com.ezproxy.uamerica.edu.co/term/analyzer.uri?sid=5ee83660cfc49863ba341242a3b4db76&origin=resultslist&src=s&s=TITLE-ABS-KEY+%28spent+coffee+grounds%29&sort=plf-f&sdt=b&sot=b&sl=36&count=806&analyzeResults=Analyze+results&txGid=320ccaea12910b86d89f9e321a3fe446>.

Figura 4.

Gráfico de documentos realizado de borra de café por cada país



Nota. La grafica hace referencia a la cantidad de documentos o investigaciones que se han realizado en cada país. Tomado de: Scopus, “Analyze search results”. Scopus. [En línea]. Disponible: <https://www-scopus-com.ezproxy.uamerica.edu.co/term/analyzer.uri?sid=5ee83660cfc49863ba341242a3b4db76&origin=resultslist&src=s&s=TITLE-ABS-KEY+%28spent+coffee+grounds%29&sort=plf-f&sdt=b&sot=b&sl=36&count=806&analyzeResults=Analyze+results&txGid=320ccaea12910b86d89f9e321a3fe446>.

La mayor parte de estas investigaciones son por parte de universidades, en Colombia la universidad nacional de Colombia sede Manizales es la que más ha estado investigando sobre este tema. Aunque como se ve en la gráfica 1 desde el 2010 el estudio de la borra de café ha ido aumentando mucho antes de esta fecha corporaciones colombianas como Cenicafé o la federación nacional de cafeteros ha estado investigando los posibles usos que tiene este residuo.

Se ha demostrado que la borra de café tiene diversos usos tanto para uso en el hogar como para la elaboración de diferentes productos a grado industrial. A pequeña escala la borra de café tiene diversos usos, gracias a sus características la borra de café se puede usar como abono, desengrasante, repelente o aromatizante. Muchas empresas han empezado a usar la borra de café para la elaboración de productos artesanales, como ejemplo esta la empresa colombiana Hecho en Café que realiza una gran cantidad de productos artesanales usando la borra de café como materia prima, esta empresa tiene recolecta la borra de diferentes sitios como lo son hoteles, restaurantes y cafeterías. La borra de café también puede ser usada para la elaboración de productos con un grado de complejidad mucho mayor [4]. Por ejemplo, las reconocidas marcas de Juan Valdez y OMA recolectan la borra de café de sus sucursales y puntos de venta. Empresas como Starbucks

usa la borra recogida de todos sus puntos de venta para fabricar abono, este vendido en los mismos puntos de ventas y en algunos países este abono es regalado a los clientes [23].

En Colombia el uso principal que se le da a la borra de café es para el cultivo de hongos comestibles, como fuente energética y como abono. Desde principios de la década pasada se ha comenzado a estudiar el uso de la borra para cultivar hongos comestibles, principalmente del género *Pleurotus* [24]. En los últimos años se ha estado usando a usar la borra de café como fuente energética en las plantas de producción de café soluble como combustible para las calderas usadas en el proceso, también la borra de café es usada para la elaboración de pellets combustibles [25].

Juan Valdez usa la borra de café recogida de sus puntos de venta o de la fábrica de Buencafé para la producción de diferentes productos y como fuente energética, por lo general la borra de café es considerada un desecho en muchas fábricas y varias toneladas de borra de café terminan en rellenos sanitarios. La borra de café también es usada para la fabricación de fibra textil a partir del residuo resultante de la producción de café soluble en la fábrica de Buencafé liofilizado, es fabricada por Lafayette para producir los hilos y confeccionar telas de poliéster [26]. La fábrica de Buencafé ubicada en Chinchilla Caldas que se encarga de producir café liofilizado, logro incrementar el uso de la borra de café como combustible para sus calderas y de esa manera reducir costos, emisiones y vertimientos de aguas residuales [27], al usar la borra de café reduce el consumo de combustibles fósiles en un 50% lo que dé como resultado una reducción considerable en las emisiones de CO₂ [28]. Juan Valdez también usa la borra para cultivar dos diferentes tipos de hongos y evitar que esta borra termine en rellenos sanitarios y genere emisiones de CO₂ [29]. Estos tipos de hongos son Hongo *Ganoderma lucidum* y Hongo Orellana, estos hongos contienen una gran cantidad de proteínas y son muy eficaces para el fortalecimiento del sistema inmune. En un caso similar café OMA transforma la borra de café desechada por sus cafeterías y puntos de venta en hongos comestibles *Pleurotus Spp.* [30].

Gracias a las diferentes características que tiene la borra de café como se mencionó anteriormente se han demostrado los posibles usos que tiene este subproducto. Durante los últimos años se han realizado diferentes tipos de investigaciones para utilizar la borra para la fabricación de diferentes productos, esto es un agregado para la producción ya que por sus características se ve a la borra de café como un candidato para la producción de biocombustible.

2.1 Biogás

A partir de la borra de café se puede llegar a obtener biogás mediante una fermentación anaeróbica. El biogás obtenido por fermentación por lo general se usa para la generación de calor o electricidad. Este proceso consiste en la fermentación de la borra de café en condiciones mesofílicas es decir de 20 a 45°C. El proceso de fermentación para la obtención de metano a partir de la borra de café consta de un reactor Batch donde ingresar una mezcla de diferentes compuestos además de la borra, como lo es el suero de leche, lodos, residuos de frutas y para realizar la el proceso fermentativo se hace uso del alga de la especie *Ulva* [11]. Luego de la fermentación se obtendrá Biogás y residuos sólidos. El biogás se utiliza para la generación de energía, por medio de una turbina de gas se obtiene energía eléctrica y también se puede generar calor. Por otro lado, si el biogás se lleva a una caldera se genera calor, este calor generado se puede usar en la industria y en los hogares. En la otra salida del reactor se obtienen los residuos sólidos que son llevados a un proceso de secado y luego es usado como Biomasa. Existen diferentes procesos para la elaboración de biogás a partir de la borra de café, pero el proceso consiste principalmente en la digestión de la borra de café por parte de un microorganismo o alga que produzca una fermentación anaeróbica [11].

2.2 Bioetanol

Se puede obtener bioetanol a partir de la borra de café, este bioetanol se produce en su gran mayoría por medio de la fermentación con diferentes etapas. El proceso de obtención de bioetanol a partir de la borra de café convencional comienza con la extracción del aceite de la borra por medio de un solvente, este solvente por lo general es un hidrocarburo con punto de ebullición bajo como lo es el pentano o el hexano, esta extracción se lleva a cabo a una temperatura de 65°C para logra un contacto con la fase orgánica y el residuo sólido, obteniendo aceite+hexano y luego es enviado a una columna de recuperación de solvente [11]. Después de la extracción con solventes se obtiene un residuo sólido que es llevado a un pretratamiento y una hidrólisis enzimática, el residuo sólido obtenido es material lignocelulósico al cual se le llevará a un pretratamiento que consiste en la reducción de su tamaño de partícula y luego a un pretratamiento con ácido diluido (ácido sulfúrico 2% peso). Este pretratamiento se realiza para que en la etapa de hidrólisis enzimática la fracción sólida sea rica en lignina y en celulosa, obteniendo un 50% licor rico en hexosa [11]. Este licor

rico en hexosa con 20% pentosa es llevado a un biorreactor donde se obtendrá el bioetanol, la fermentación se llevará a cabo gracias a la bacteria *Zymomonas mobilis* que realizará la fermentación a una temperatura de 30°C o una alternativa a esta bacteria es la *Saccharomyces cerevisiae* a una temperatura de 37°C, debido a que se realizará una fermentación antes de la entrada al biorreactor se debe esterilizar el licor a 120°C para eliminar o inhibir cualquier carga microbiana que esté presente en este. De esta fermentación se obtendrá bioetanol, biomasa, dióxido de carbono y agua de residuo, se obtendrá aproximadamente entre 5-10% de bioetanol, que será llevado a 2 columnas de destilación para obtener una mayor concentración de bioetanol [11].

2.3 Biodiesel

El biodiésel es un combustible que se elabora a partir del proceso de esterificación de aceites de origen animal o vegetal, utilizando metanol o etanol, con el fin de reducir la contaminación atmosférica al generarse menos emisiones de gases en el proceso de combustión que el Diesel convencional [16]. Tal como se mencionó anteriormente gracias al contenido de ácidos grasos del aceite de la borra de café, principalmente ácido palmítico, existen diferentes formas para la obtención de biodiesel a partir de la borra de café, entre ellas está la transesterificación in-situ o la transesterificación homogénea básica. Además de la transesterificación el biodiesel se puede obtener biodiesel por medio de pirólisis o fermentación. En la producción de biodiesel por medio de la borra de café luego de su transesterificación del aceite se obtiene biodiesel y glicerina. La glicerina obtenida se puede llegar a usar para la elaboración de cosméticos y por medio de reformado de vapor se puede obtener hidrogeno [17].

Mediante el análisis de biodiesel producido a partir de las grasas extraídas de la borra de café se evidencia una proporción de los ésteres individuales: 41,6% de palmítico, 39,9% de linoleico, 12,1% de oleico y 5,2% de esteárico, para 98,8 de la composición total, confirmando así que el biodiesel obtenido a partir de borra de café, está compuesto por ésteres metílicos saturados e insaturados, en donde la concentración de ésteres metílicos se incrementa al incrementar la relación molar G:AOH, alcanzando la mayor concentración ($p < 0,05$) para la relación molar 1:6 con valores de 5,413; 4,709; 1,659 y 0,069 g/L para los ésteres metílicos de los ácidos palmítico, linoleico, oleico y esteárico, respectivamente [2].

2.4 Pellets

Al tener un alto valor calorífico muchas veces la borra de café es usada para la elaboración de pellets de combustión, por medio de la paletización de la borra que consiste en un proceso de aglomeración de la borra seca mediante esfuerzos mecánicos, presión, calor y humedad, este proceso se realiza normalmente con biomasa lignocelulósicas como residuo de madera y residuos del sector agrícola [25]. Este proceso de paletización está siendo usado en países de primer mundo como Inglaterra, donde la borra de café se utiliza para desarrollar productos de alto valor energético, el uso de la borra de café para la elaboración de pellets se constituye como una alternativa para las biomásas convencionales ya que tiene un poder calorífico de 23.54 MJ/kg [25].

2.5 Biopolímeros

La borra de café también puede ser usada para la elaboración de biopolímeros como lo es el biopolímero polihidroxialcanoato (PHA) que es un biopolímero obtenido de la fermentación usando *Bacillus magaterium* y *Burkholderia cepacia*. El PHA se obtiene gracias a que el alto contenido de azúcar que tiene los residuos sólidos de la borra de café luego de la extracción de su aceite [31]. El PHA es un biopolímero que tiene propiedades termoplásticas y elastómeras que pueden ser manipuladas para la elaboración de diferentes bioplásticos. El PHA también puede ser obtenido de la fermentación del aceite por la fermentación del *Cupriavidus necátor* H16 [31] y logrando una conversión del 70% en peso [5].

Como se puede ver la borra de café tiene muchos usos, principalmente como un biocombustible, aunque también puede ser usado para la elaboración de diversos productos, no solo se han realizado investigaciones acerca de los posibles usos que tiene la borra de café obteniendo buenos resultados, también grandes empresas han buscado la manera de aprovechar este residuo lo máximo posible recolectando la borra para obtener diversos productos y reducir de manera significativa la huella de carbono que genera la borra en los rellenos sanitarios. La elaboración de productos a partir de borra de café se puede considerar como un subproceso en las plantas de producción de café liofilizado, estas plantas son las que generan grandes cantidades anuales de borra de café.

3. PROCESO

Este proyecto tiene como fin realizar una propuesta de diseño conceptual a partir de la metodología de Douglas [32] describiendo los reactores, los separadores y los intercambiadores de calor. Con base en el análisis bibliográfico realizado, se hace uso de una matriz de selección con diferentes alternativas y criterios, esta matriz de selección se realizará con base en los métodos Outranking ya que estos métodos proporcionan un mejor ranking para las alternativas evaluadas [33]. Entre los métodos Outranking se encuentra el método VICTOR que proporciona diversas soluciones a las alternativas evaluadas y proporciona una solución ante las pequeñas variaciones en los juicios realizados. El método VICTOR consiste en una serie de pasos para determinar la mejor alternativa posible. Teniendo en cuenta las ecuaciones descritas en [33] se hacen los correspondientes cálculos para la matriz. Como primer paso hay que elaborar una matriz de decisión como se puede observar en la Tabla 3, donde C_n es el criterio evaluado, w_n es el peso asociado a cada uno de los criterios, A_m son las alternativas evaluadas y a_{mn} son las valoraciones.

Tabla 3.

Matriz de decisión

		Criterios y pesos asociados					
		C_1	C_2	...	C_j	...	C_n
		w_1	w_2	...	w_j	...	w_n
Alternativas	A_1	a_{11}	a_{12}	...	a_{1j}	...	a_{1n}
	A_2	a_{21}	a_{22}	...	a_{2j}	...	a_{2n}
	Valoraciones	
	A_i	a_{i1}	a_{i2}	...	a_{ij}	...	a_{in}

	A_m	a_{m1}	a_{m2}	...	a_{mj}	...	a_{mn}

Nota. Esta tabla representa la forma de realizar una matriz de selección. Tomado de: B. Muñoz y R. Manuel, "Aplicación de métodos de decisión multicriterio discretos al análisis de alternativas en estudios informativos de infraestructura de transporte", *Pensamiento matematico*, vol. VI, no. 2, pp. 27-46, oct, 2016.

Luego de tener la matriz se calculan los valores de mejores f_i^* y los peores f_i^- esto se realiza buscando los valores máximos y mínimos para cada uno de los criterios, esto depende de cada criterio si el criterio evaluado representa un beneficio f_i^* será valor máximo y f_i^- sera el minimo, pero en el caso de representar un coste f_i^* será valor mínimo y f_i^- será el máximo.

Siguiendo las ecuaciones descritas en [33] para el método VICTOR se calculan los valores de S_j , R_j y Q_j de la siguiente manera:

$$S_j = \sum_{i=1}^n w_i \frac{f_i^* - f_{ij}}{f_i^* - f_i^-} \quad (1)$$

$$R_j = \max[w_i \frac{f_i^* - f_{ij}}{f_i^* - f_i^-}] \quad (2)$$

$$Q_j = v \frac{S_j - S^*}{S^- - S^*} + (1 - v) \frac{R_j - R^*}{R^- - R^*} \quad (3)$$

Donde S^* es el S_j mínimo, S^- es el S_j máximo, R^* es el R_j mínimo, R^- es el R_j máximo y se toma 0.5 para v . Siguiendo estos pasos se realiza una tabla para los f_i^* y f_i^- para cada uno de los criterios y alternativas evaluadas, otra tabla para los valores de S_j , R_j y Q_j y por último organizar la tabla anterior de forma decreciente de esta manera se obtendrá un ranking aceptable para la toma de decisiones según la descripción del artículo de Belén Muñoz [33].

Como se comentó en el capítulo anterior, el estudio de la borra de café es un campo de investigación en el cual se han realizado diferentes clases de estudios para lograr aprovechar de la mejor manera el residuo sólido. Uno de los principales usos que se le ha dado a la borra es como materia prima para la obtención de biocombustibles. Debido a su contenido lipídico algunas de las investigaciones recientes se han enfocado en los diferentes métodos de transesterificación, estos estudios realizados han dado grandes avances para la producción de biodiesel en escala planta piloto, en algunos casos se están diseñando procesos industriales en algunas partes de Europa que están usando la borra obtenida de los procesos industriales para la elaboración de biodiesel.

3.1 Aceite de borra de café

Como se mencionó anteriormente el capítulo 2 la borra de café tiene un alto contenido de aceite el contenido de este aceite es aproximadamente de 7-15% en base seca [5]. Existen diferentes métodos para la extracción del aceite de borra de café, pero el método más usado es la extracción con solventes. Este aceite tiene diferentes composiciones de ácidos grasos libres y cada uno de

estos varia depende de la especie del café de la borra. A partir de una revisión bibliográfica se obtuvo Tabla 4 donde se muestra una media estadística de la fracción másica de los ácidos grasos presentes en la borra de café y su desviación estándar.

Tabla 4.

Porcentajes másicos de los ácidos grasos presentes en los triglicéridos presentes en el aceite de borra de café

Ácido	Estructura	Porcentaje masico (%)	Desv. Est
Mirístico	C14:0	0.455	2.255
Palmítico	C16:0	41.002	0.333
Palmitoleico	C16:1	0.060	0.523
Esteárico	C18:0	11.852	0.527
Oleico	C18:1	7.272	0.754
Linoleico	C18:2	36.945	0.347
Linolénico	C18:3	1.651	1.042
Araquidónico	C20:0	3.785	1.453
Eicosenico	C20:1	0.378	0.210
Behénico	C22:0	0.521	0.437
Lignocérico	C24:0	0.606	0.734

Nota. Aproximación de la composición de los ácidos grasos libres presentes en la borra de café con base a referencias bibliográficas. S. K. Karmee, "A spent coffee grounds based biorefinery for the production of biofuel, biopolymers, antioxidants and biocomposites", *Waste Management*, vol. 72, pp. 240-254, sep, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.10.042>. H. Chinh Nguyen, M. Linh Nguyen, F.-M. Wang, H.-Y. Juan y C.-H. Su, "Biodiesel production by direct transesterification of wet spent coffee grounds using switchable solvent as a catalyst and solvent", *Bioresource Technology*, vol. 296, p. 122334, 2020. DOI: 10.1016/j.biortech.2019.122334. S. Phimsen, W. Kiatkittipong, H. Yamada, T. Tagawa, K. Kiatkittipong, N. Laosiripojana y S. Assabumrungrat, "Oil extracted from spent coffee grounds for bio-hydrotreated diesel production", *Energy Conversion and Management*, vol. 126, pp. 1028-1036, oct, 2016, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.08.085>. K. Somnuk, P. Eawlex y G. Prateepchaikul, "Optimization of coffee oil extraction from spent coffee grounds using four solvent and prototype-scale extraction using circulation process", *Issue 3*, vol. 51, pp. 181-189, jun, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.anres.2017.01.003>. A. S. Loyao Jr., S. Lorenz G. Villasica, D. P. Paulo Louise L. y A. Woo Go, "Extraction of lipids from spent coffee grounds with non-polar renewable solvents as alternative", *Industrial Crops & Products*, vol. 119, pp. 152-161, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2018.04.017>. R. Campos Vega, G. Loarca Piña, H. A. Vegara Castañeda y B. D. Oomah, "Spent coffee grounds: A review on current research and future prospects", *Issue 1*, vol. 45, pp. 24-36, sep, 2015, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.tifs.2015.04.012>.

La Tabla 4 se obtuvo mediante una revisión bibliográfica para conocer los diferentes ácidos grasos

presentes en el aceite extraído de la borra de café y para tener una estimación de la fracción másica de cada uno de estos. Como se puede observar en la Tabla 4 los ácidos presentes que tiene mayor composición es el palmítico (41.002), esteárico (11.852) y linoleico (36.945), estos aceites no tienen muchos usos industriales y se usan en su gran mayoría para la obtención de biodiesel, aunque en algunos casos estos aceites se suelen usar en las industrias alimenticias [38]. Mediante un análisis estadístico realizado para cada uno de los ácidos grasos se obtiene una desviación estándar pequeña para cada uno de los ácidos lo cual indica que los datos obtenidos no están dispersos. Las composiciones obtenidas en la Tabla 4 se puede comparar con las reportadas por Liu en [39], estas composiciones son muy similares y resalta las altas concentraciones de ácido palmítico, esteárico y linoleico.

Tabla 5.

Características del aceite de borra de café extraída con Hexano

Características	
Solvente	Hexano
Peso molecular medio (g/mol)	636.3
Ácidos grasos libres (wt%)	0.412
Triglicéridos(wt%)	81.156
Diglicéridos(wt%)	5.926
Monoglicéridos(wt%)	11.428
Ester(wt%)	1.078
Mayor poder calorífico(kJ/kg)	38 377.3
Densidad a 30°C(kg/L)	0.925

Nota. Características del aceite de borra de café luego de una extracción con hexano. Modificado a partir de: K. Somnuk, P. Eawlex y G. Prateepchaikul, "Optimization of coffee oil extraction from spent coffee grounds using four solvent and prototype-scale extraction using circulation process", *Issue 3*, vol. 51, pp. 181-189, jun, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.anres.2017.01.003>.

La Tabla 5 tomada de Somnuk en [21] muestra las características del aceite de borra de café luego de su extracción con hexano. El aceite de borra de café tiene un alto contenido de triglicéridos y un alto poder calorífico, aunque anteriormente se analizó las características del aceite por medio de su composición de ácidos grasos libres, también se puede observar que el contenido de diglicéridos, monoglicéridos y ácidos grasos libres es inferior con respecto a los triglicéridos presentes en el aceite. Con base en la revisión bibliográfica anterior de la Tabla 4 se obtuvo la

Tabla 6 que indica la fracción másica de los triglicéridos presentes en el aceite de borra de café. A partir de la aproximación realizada en [40, 41] para estimar la composición de triglicéridos presentes en el aceite mediante los ácidos grasos libres.

Tabla 6.

Porcentaje masico de los triglicéridos presentes en la borra de café

Triglicéridos	Porcentaje masico (%)
Tripalmitina	41.061
Triestearina	11.852
Trioleína	7.272
Trilinoleína	38.595

Nota. Esta tabla representa la el porcentaje de triglicéridos presentes en el aceite de borra de café, estos valores se obtienen mediante una sumatoria de los ácidos grasos libres. Esta tabla es realizada con base en: M. Franco, *Simulación del proceso de producción de biodiesel a partir de aceites vegetales en condiciones súper-críticas*, tesis Mag. Universitat Politecnica de Catalunya, Barcelona, España, 2013. A. Castillo Peña, B. L. Labrada Vázquez, M. Penedo Medina y A. E. Sánchez del Campo Lafita, "Simulación del proceso de producción de biodiesel a partir del aceite de *Jatropha curcas*", *Tecnología Química*, vol. XXXIII, no. 2, pp. 107-120, ago, 2013.

La Tabla 6 es una aproximación de los triglicéridos presentes en el aceite de borra de café a partir de los ácidos grasos que tiene una mayor composición dentro del aceite mediante una sumatoria. En el caso del aceite de borra de café los ácidos grasos libres presentes son el Palmítico, Esteárico, Oleico y el Linolénico. La Tabla 6 tiene como fin dar una aproximación de qué cuales son los triglicéridos presentes en el aceite.

3.2 Biodiesel

El biodiesel es un compuesto ecológico, biodegradable, atóxico, cuyas características permiten sustituir el Diesel proveniente del petróleo, la investigación y fomento del biodiesel se debe a su contribución a la disminución de la emisión del efecto invernadero, de acuerdo al protocolo de Kyoto [42]. El biodiésel es un biocombustible renovable compuesto de Alquil-ésteres de alcoholes de cadena corta como etanol y metanol, con ácidos grasos obtenidos a partir de Biomasa renovable. Es un combustible de origen vegetal que puede reemplazar los carburantes convencionales de origen fósil como el diésel o ACPM. La sociedad americana para Pruebas y Materiales (ASTM), establece una definición más técnica del biodiésel como de la mezcla del mismo.

Tabla 7.*Parámetros según la norma NTC 5444 para el biodiesel*

Propiedad	Unidades	Requisito	Métodos de ensayo
Densidad a 15 °C	kg/m ³	860-900	ASTM D4052
			ISO 12185
			ISO 3675 (3)
Número de cetano	Cetanos	55 mínimo	ASTM D613 ISO 5165
Viscosidad	mm ² /s	3.5 – 5	ASTM D445 ISO 3104
Contenido de agua	mg/kg	500 máximo	ASTM E203 ISO 12937
Punto de inflamación	°C	120 mínimo	ISO 2719 (4, 5) ISO 3679
Contenido de metanol	% en masa	0.2 máximo	EN 14110
Número ácido	mg de KOH/g	0.5 máximo	ASTM D664 EN 14104
Índice de yodo	gr yodo / 100 gr	12 máximo	EN 14111
Contenido de éster	% en masa	0.02 máximo	ASTM D6584
			EN 14105
			EN 14106
Contenido de glicerina libre	% en masa	0.25 máximo	ASTM D6584 EN 14105
Contenido de monoglicéridos	% en masa	0.7 máximo	ASTM D6584 EN 14105
Contenido de diglicéridos	% en masa	0.2 máximo	ASTM D6584 EN 14105
Contenido de triglicéridos	% en masa	0.2 máximo	ASTM D6584 EN 14105

Nota. Adaptado de: Normas Técnico Colombianas, *Biodiesel para uso en motores diésel*. Especificaciones, Bogotá: NTC 5444, 2020.

El biodiesel presenta algunas ventajas frente a el Diesel convencional, tiene una mayor lubricidad, se degrada mucho más rápido, gracias a que su punto de inflamación es mucho más alto que el Diesel su transporte es mucho más seguro, pero también presenta varias desventajas como lo son los costos de materia prima ya que la materia prima usada en los procesos para la obtención de biodiesel tiene una alta demanda en el mercado mundial. La calidad del biocombustible como su uso en los motores debe seguir unos requerimientos adoptados por la norma técnica colombiana (NTC 5444) de la “American Society for Teasting and Materials” (ASTM) para el fomento del uso de esta nueva fuente de energía alternativa [41].

De acuerdo con Castro en [43] los principales parámetros de acuerdo a la norma técnica colombiana mostrados en la Tabla 7, se evidencia que el biodiesel producido debe tener una viscosidad baja para que no produzca una combustión incompleta, evitando pérdidas de potencia por fugas en la bomba de inyección y en el inyector. Del mismo modo se evidencia que el valor de la viscosidad del biodiésel aumenta directamente con la longitud de cadena del éster. Los parámetros según la NTC 5444 para el biodiesel se pueden observar en la Tabla 7.

Por lo general las reacciones de transesterificación de un aceite vegetal con un alcohol (metanolisis) se realizan con un catalizador básico y las condiciones típicas son la relación molar alcohol/aceite de 6:1, 60°C, presión ambiental y una concentración de 1% de catalizador [44].

3.2.1 Transesterificación

La transesterificación o alcoholisis es la principal reacción para la producción de biodiesel, el cual consiste en el desplazamiento del grupo alcohol de un éster por otro, siendo el metanol el alcohol más utilizado por su bajo costo y mínimo contenido de agua. Los aceites vegetales suelen contener ácidos grasos libres, fosfolípidos, esteroides, agua, entre otras impurezas, siendo los ácidos grasos libres (FFA) los compuestos perjudiciales para la producción de biodiesel presentes en 1% a 5% del total; para la producción de biodiesel los ácidos grasos libres deben ser menores al 3%, ya que de ser mayores el proceso necesitará un tratamiento previo de ácidos grasos libres [45].

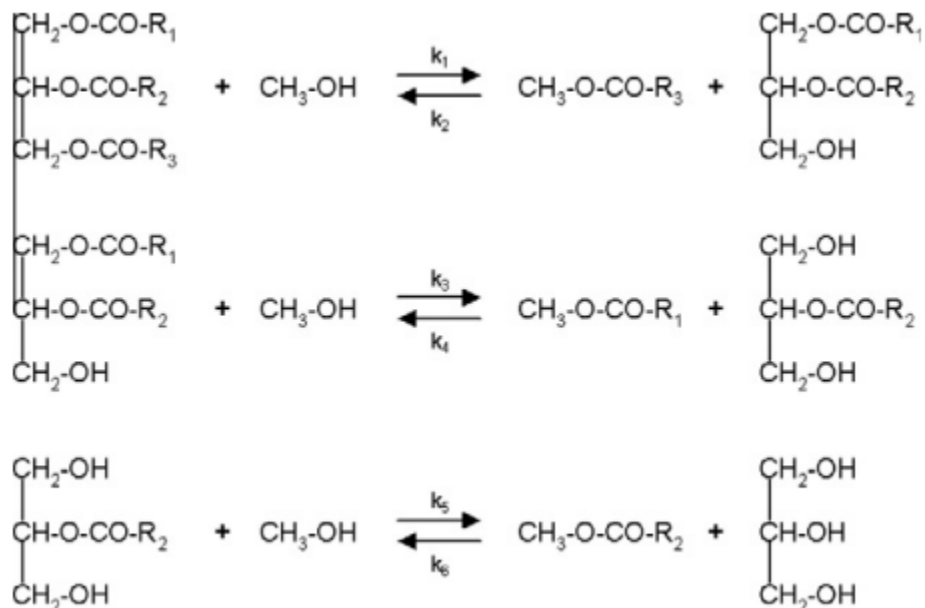
En algunos estudios la cantidad de aceite presente en el café residual promedio es de 20% (en base seca) y la cantidad de ácidos grasos libres es aproximadamente de 0.62% [46] de esta manera se ve favorecida la producción de biodiesel, compitiendo con otras fuentes de aceite conocidas, como la soya, la palma, la canola, etc. Así mismo la baja cantidad de ácidos grasos libres presentes en el aceite de borra de café, favorece los costos de operación e indica que no es necesario desarrollar

la etapa de pre-tratamiento de ácidos grasos libres en este caso. Aunque algunos autores proponen la esterificación de los ácidos grasos libres por medio de una catálisis homogénea básica y de esa manera que los ácidos grasos libres no afecten al proceso de transesterificación.

La transesterificación es un proceso para la transformación química de un lípido, ya sea una grasa o un aceite, este proceso se lleva a cabo con la mezcla del lípido con un alcohol de cadena corta por lo general se usa metanol o etanol para este proceso, y con la ayuda de un catalizador reacciona para producir un éster y glicerina. Como se puede observar en la Figura 5 la reacción de transesterificación se compone de un triglicérido, este reaccionara con tres moléculas de un alcohol, dependiendo del proceso de transesterificación se utilizan diferentes alcoholes de cadena corta pero el alcohol. La reacción de transesterificación consiste en tres reacciones reversibles simultaneas, el triglicérido (TG) es convertido paso a paso a diglicérido (DG), monoglicérido (MG) y finalmente en glicerol (GL) produciendo 3 mol de ester (FAME) [47].

Figura 5.

Reacción de transesterificación general

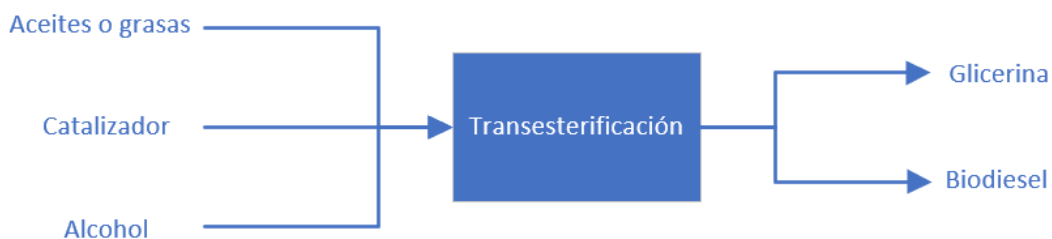


Nota. Reacción de transesterificación general. Tomado de: F. A. Fonseca, J. A. Vidal-Vieira y S. P. Ravagnani, "Transesterification of vegetable oils: Simulating the replacement of batch reactors with continuous reactors", *Bioreource Technology*, vol. 101, pp. 8151-8157, nov, 2010, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.05.077>.

En la mayoría de los casos se usa metanol debido a su bajo costo [48] pero también se suele usar etanol, n-propanol o n-butanol. Una de las razones para el uso de metanol además de ser la opción más económica, la solubilidad del aceite presente en la transesterificación aumenta con el número de carbonos que tenga el alcohol, por esta razón siempre se pretende usar el alcohol de cadena más corta. El uso de alcoholes como etanol o propanol también perjudican los tiempos de reacción en la transesterificación. El proceso básico de transesterificación se puede comprender como la entrada de un aceite o grasa, un catalizador y un alcohol de cadena corta, para obtener glicerina y biodiesel, esto se puede observar en la Figura 6 donde se muestra un diagrama básico para un proceso de transesterificación.

Figura 6.

Diagrama básico de una transesterificación



Nota. Diagrama básico del proceso de transesterificación.

Como ya se mencionó antes la borra de café tiene una composición de lípidos del 10-15% en su peso. La producción de biodiesel parte de la conversión de la fracción lipídica de un aceite para la formación de ésteres metílicos por medio de la reacción de transesterificación. Con base a la revisión bibliográfica se encontró que existen varias tecnologías para la transesterificación utilizando como materia prima la borra de café, estas varían dependiendo del tipo de catalizador, el alcohol usado, la temperatura en la cual ocurre la reacción, el tiempo de reacción, usos de reactores y los métodos para su posterior purificación.

Tabla 8.*Factores que afectan el proceso de transesterificación*

Factores		Ventajas	Desventajas
Tipos de materia prima	Aceites/grasas comestibles (palma, soja, girasol, etc.)	Seguridad y contenido renovables, sostenibles y de alta energía.	Competencia con el suministro de alimentos.
	Aceites/grasas no comestibles	Relativamente barato, abundante en cantidad, elimina la contaminación ambiental.	Un alto contenido de ácidos grasos libres, contaminantes y agua podría provocar la formación de jabón y una separación extensa.
Tipos de solventes	Alcohol (etanol, metanol, etc.)	Gran polaridad, precio económico.	En algún momento podría causar problemas de miscibilidad y limitación de transferencia de masa.
	Otros (co-solventes, solventes eutécticos profundos, etc.)	Reducir el problema de miscibilidad.	Alto costo.
Tipos de catalizadores	Homogéneo (NaOH, KOH, H ₂ SO ₄ , H ₃ PO ₄ , etc.)	Ruta de reacción bien conocida, operar a temperatura suave.	Extenso proceso de neutralización, gran generación de aguas residuales, corrosión de equipos.
	Heterogéneo (sólido ácido/base, zeolitas, polímeros, carbón activado, etc.)	Simplifique el proceso posterior, reduzca la generación de residuos.	Tiempos de reacción prolongados, problemas de recuperación y reutilización, la alta viscosidad aumenta la resistencia a la transferencia de masa.
	Otros (enzimas, líquido iónico, etc.)	Amigable con el medio ambiente.	Costos costosos, baja estabilidad, problemas de recuperación y reutilización.
	No catalítico (condiciones supercríticas)	Tiempo de reacción corto.	Alto requerimiento (relación aceite / alcohol, temperatura, presión), alto costo de producción.

Nota. La tabla muestra los diferentes factores que afectan el proceso de transesterificación, sus ventajas y sus desventajas. Modificado a partir de: K. A. Zahan y M. Kano, "Technological Progress in Biodiesel Production: An Different Types of Reactors", *Energy Procedia*, vol. 156, pp. 452-457, ene, 2019, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2018.11.086>.

Existen diferentes métodos para la transesterificación a partir de la borra de café, pero en este proyecto se evaluarán solamente los mecanismos de transesterificación homogénea, ya que estos mecanismos son los más comunes en la producción de biodiesel. Estos mecanismos se dividen en dos, la catálisis básica y la catálisis ácida [49]. También hay que aclarar que en este proyecto solo se evaluará el proceso de transesterificación y su posterior purificación, lo cual indica que no se tendrá en cuenta procesos de pretratamiento de materia prima, almacenamiento o la extracción del aceite de la borra de café.

Como se puede observar en la Tabla 8 los principales factores que afectan el proceso de transesterificación son la materia prima, solventes usados y los catalizadores. Aunque existen otros como lo son la temperatura, el tiempo de reacción, la temperatura, la concentración del catalizador, la relación molar del aceite/alcohol, entre otras [38]. En este caso se hará uso de la transesterificación con catálisis básica, alcohol como solvente y la materia prima a usar es un aceite vegetal, hay que tener en cuenta sus ventajas y desventajas que se muestran en la Tabla 8. La ventaja de usar alcohol como solvente en la transesterificación es la gran polaridad y los bajos costos que presentan en relación con los otros tipos de solvente [38]. Para este tipo de transesterificación es preferible el uso de catalizadores homogéneos ya que como este es un proyecto teórico este tipo de catalizadores tienen una ruta de reacción bien conocida y operan a temperaturas suaves, aunque este tipo de catalizadores tienen como desventaja el uso de una etapa de neutralización y puede generar corrosión en los equipos.

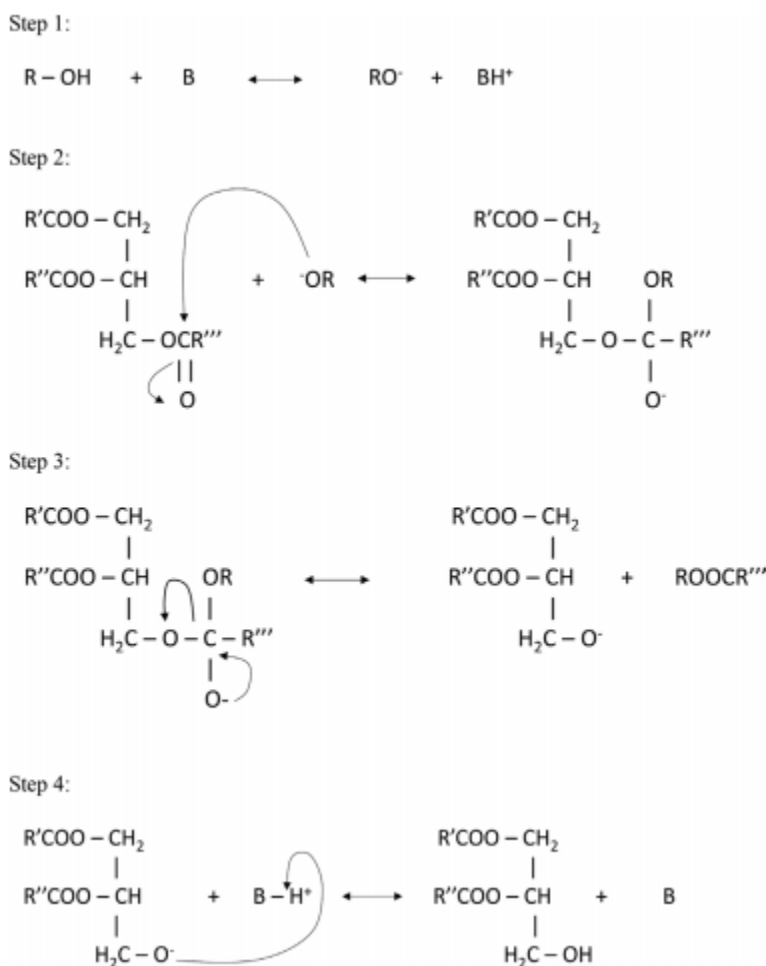
- Transesterificación homogénea básica: la transesterificación homogénea básica o transesterificación catalizada por alcalinos, es un proceso donde los lípidos presentes en el aceite reaccionan bajo un catalizador básico. Una de las limitaciones que presenta este método de transesterificación es la sensibilidad que tiene con respecto a la pureza de los reactivos [50]. Este proceso comienza con el mezclado del aceite extraído de la materia prima con el alcohol y el catalizador, hay que tener en cuenta para la transesterificación homogénea básica el contenido de ácidos grasos libres debe ser menor al 3% [45], ya que pueden llegar a afectar la reacción. Este proceso químico utiliza un catalizador alcalino con el cual la reacción avanza muy rápido, siendo los hidróxidos, alcóxidos y carbonato de potasio y sodio los catalizadores más comúnmente utilizados [49]. Cuando el metanol reacciona con el catalizador forma

metóxido de sodio o metóxido de potasio dependiendo del catalizador usado, estos metóxidos deben ser retirados luego de la reacción.

Este método tiene como ventajas, una alta tasa de conversión, tiene una alta eficiencia catalítica, la velocidad de transferencia de masa es alta, la reacción es a bajas temperaturas y presión, las desventajas son la alta sensibilidad a los ácidos grasos libres y al agua, alta intensidad energética y la recuperación del glicerol es difícil [51].

Figura 7.

Mecanismo de reacción de la catálisis básica



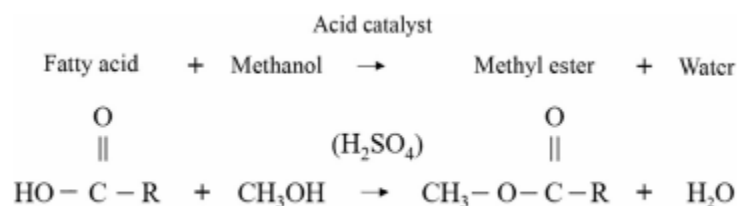
Nota. La figura muestra el mecanismo de reacción en cuatro pasos de una transesterificación con un catalizador básico. Tomado de: F. Trejo-Zárraga, F. d. J. Hernández-Loyo, J. C. Chavarría-Hernández y R. Sotelo-Boyás, "Kinetics of Transesterification Processes for Biodiesel Production", de *Biofuels - State of Development*, IntechOpen, 2018, pp. 149-179, jul, 2018, DOI: 10.5772/intechopen.75927.

El mecanismo de reacción de la catálisis homogénea mostrado en la Figura 7 se compone de cuatro pasos, en [49] se explica el mecanismo de reacción de la catálisis homogénea, el primer paso es la formación de un alcóxido donde un nucleótido fuerte ataca al carbono electrófilo en un grupo carbonilo del triglicérido, este ataque convierte el carbonilo en un tetraédrico intermedio como se muestra en el segundo paso, en el tercer paso el carbono tetraédrico se separa del intermedio para formar un éster, como último paso la desprotonación del catalizador regenera el álcali y el protón se une a él anión del diglicérido. Este mecanismo se seguirá repitiendo hasta que el catalizador reaccione con una molécula de alcohol y producir una molécula de glicerol [49].

- **Transesterificación homogénea acida:** Este tipo de transesterificación se caracteriza por ser un proceso lento y que tiene una relación metanol aceite alta [52, 49], este proceso tiene diferentes complicaciones además de la alta relación alcohol metanol, el tiempo de reacción varía dependiendo del alcohol usado y la temperatura de reacción es alta [49]. Muchas veces este proceso de esterificación es usado como pretratamiento del aceite antes de una transesterificación y de esta manera aprovechar los ácidos grasos libres para la producción de esteres metílicos. Se hace uso de un ácido fuerte como el ácido sulfúrico como catalizador para realizar una reacción de esterificación y de esta manera reducir los ácidos grasos libres presentes en el aceite.

Figura 8.

Reacción de esterificación



Nota. Reacción de esterificación o catálisis acida. Tomado de: S. Sin Win y T. A. Trabold, "Sustainable Waste-to-Energy Technologies: Transesterification", *Sustainable Food Waste-To-energy Systems*, pp. 89-109, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811157-4.00006-1>.

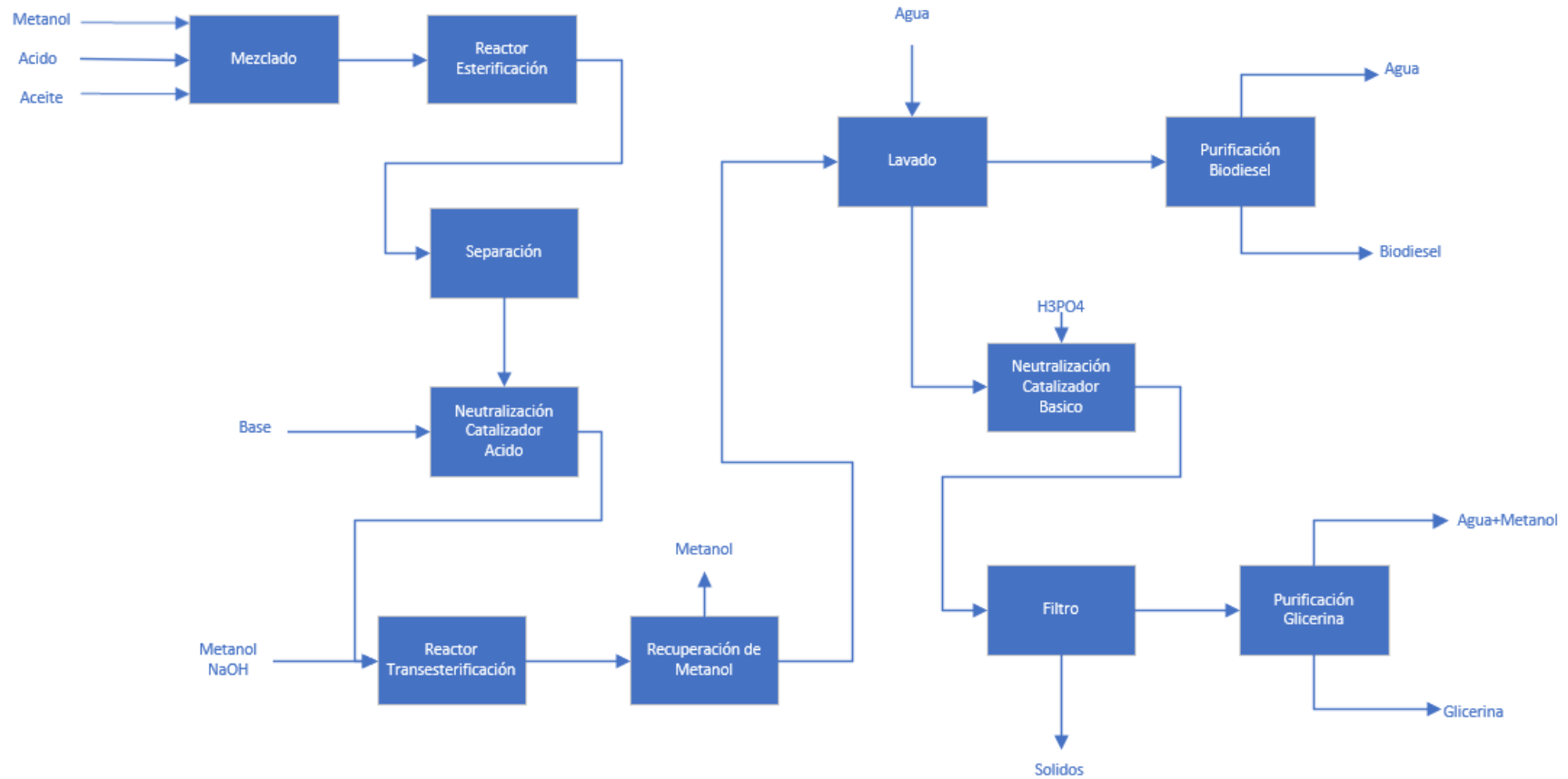
3.2.2 *Transesterificación álcali-ácida*

La transesterificación álcali-ácida es uno de los métodos convencionales para la transesterificación de aceites. Este proceso se compone de dos etapas, la primera etapa corresponde al pretratamiento mediante una catálisis ácida donde se tendrá una esterificación para retirar los ácidos grasos libres presentes en el aceite y obtener una pequeña cantidad de ésteres metílicos, hay que tener en cuenta para que esta primera etapa de proceso se lleve a cabo el contenido de ácidos grasos libres debe ser alto, y de esta manera los ácidos grasos libres no afecten la reacción de transesterificación principal. La segunda etapa de este proceso corresponde a la transesterificación básica donde se hace uso de un catalizador básico para la reacción de como NaOH, CH₃NaO, KOH o CH₃KO, los tiempos de reacción varían de acuerdo al catalizador a usar pero 30-60 minutos [51]. El uso de estos catalizadores es más efectivo si se la materia prima tiene una alta pureza, como se comentó anteriormente la catálisis básica es susceptible a las impurezas que estén presentes en la reacción, debido a esto este proceso se compone de dos etapas donde se hace uso una catálisis ácida y una catálisis básica [53]. El eje fundamental de este proceso es la transesterificación homogénea básica en la cual no se usan temperaturas demasiado altas y la relación alcohol/aceite no es alta. Los tiempos de reacción varían en cada etapa debido a las condiciones de reacción, la relación aceite/alcohol, el catalizador usado y el alcohol usado en cada la esterificación y transesterificación.

En la Figura 9 se muestra un diagrama de bloques para el proceso de transesterificación álcali-básica donde se puede observar las diferentes etapas que tienen. Este proceso empieza con una etapa de mezclado previa a la esterificación donde se mezclará el aceite con el catalizador ácido y el metanol. Una vez realizada la esterificación del aceite se procede a una etapa de separación y neutralización del catalizador, donde se removerá el metanol y se neutralizará el catalizador ácido [54]. Luego de esto se realiza una mezcla del catalizador básico con el metanol a la entrada del reactor para su transesterificación. Este proceso puede ser continuo o por lotes y depende del tipo de reactor a usar, los procesos más convencionales hacen uso de reactores Batch. Después de la transesterificación se debe recuperar el metanol que no reacciono y luego el biodiesel obtenido debe ser lavado para separar el biodiesel de la glicerina. Por se encuentran las etapas de neutralización del catalizador básico, la purificación del biodiesel y la glicerina. En algunos procesos como el proceso propuesto por Salehi en [54] se propone el uso de columnas de separación que operan a presiones bajas.

Figura 9.

Diagrama de bloques para el proceso de transesterificación álcali-acida



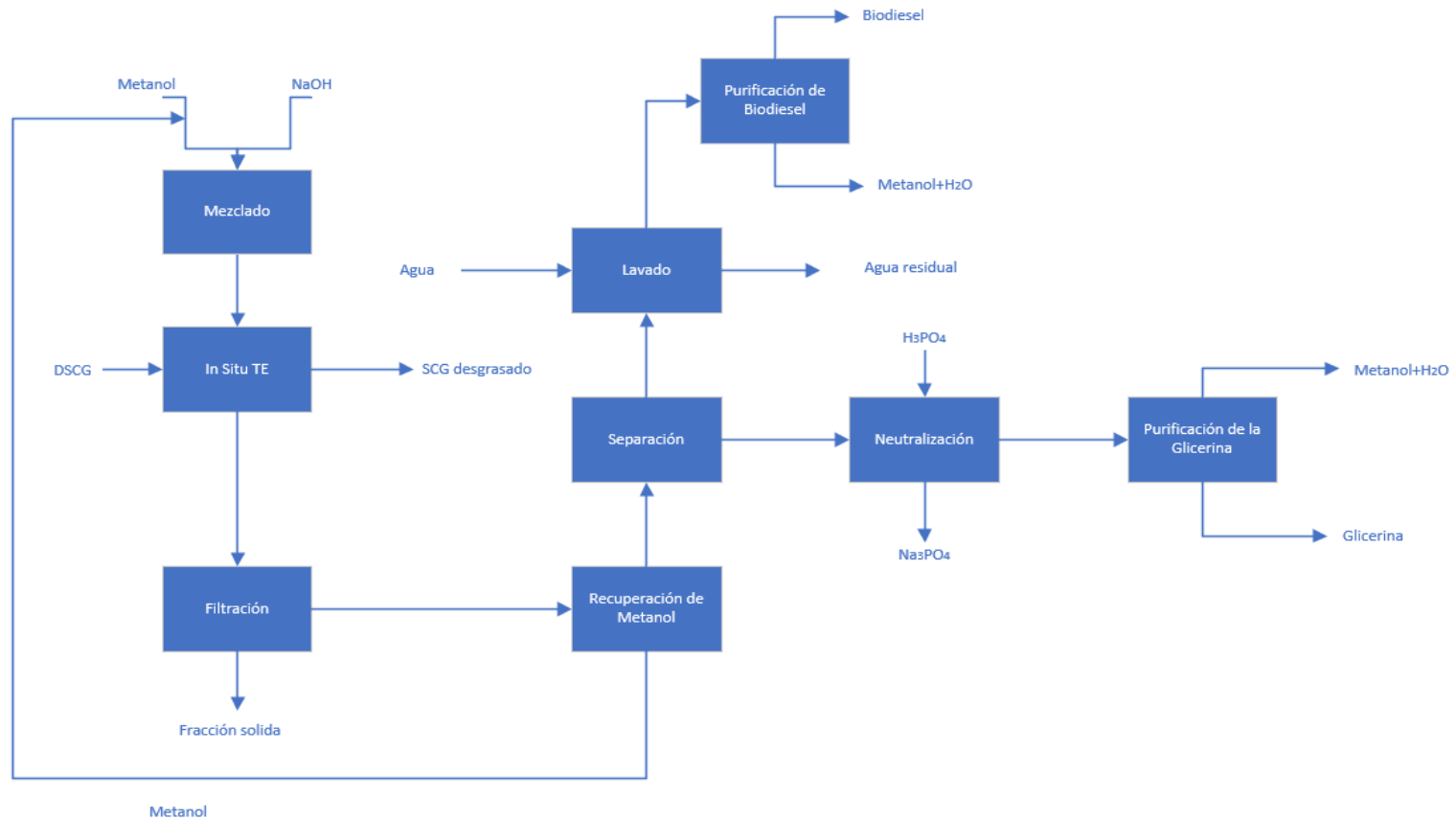
Nota. Diagrama de bloques de un proceso de transesterificación álcali-acida para el aceite de borra de café. Adaptado de: N. Tuntiwattanapun, P. Usapein y C. Tongcumpou, "The energy usage and environmental impact assessment of spent coffee grounds biodiesel production by an in-situ transesterification process", *Energy for Sustainable Development*, vol. 40, pp. 50-58, ago, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2017.03.019>.

3.2.3 *Transesterificación in-situ*

La transesterificación in situ es un método alternativo de producción de combustibles de transporte de éster metílico [55]. En la transesterificación in situ se hace uso de catalizadores ácidos o básicos [55], estos catalizadores por lo general son NaOH para la transesterificación básica y H₂SO₄ [39]. De acuerdo con la revisión bibliográfica el catalizador usado para en las transesterificaciones in-situ es el NaOH. Este proceso de transesterificación consiste en la extracción del aceite y la transesterificación en la misma etapa del proceso, para esto se hace uso de metóxido de sodio (MeONa) para la transesterificación. Por lo general el MeONa se obtiene en el mismo proceso haciendo reaccionar metanol con sodio. El proceso utiliza directamente materiales que contienen aceite en lugar de aceite pre-extraído, como en una transesterificación convencional de un aceite [55]. La materia prima que va a entrar al proceso junto a la mezcla de alcohol/catalizador entran a un reactor Batch, este reactor opera a una temperatura de 60°C [51] y los tiempos de residencia varían dependiendo del catalizador, la relación metanol/aceite y la calidad de la materia prima. La transesterificación in-situ es un proceso por lotes, esto quiere decir que la calidad del producto varía de lote en lote, pero con tiempos de reacción de más de una hora se puede llegar a una conversión del 96% [51], los tiempos de reacción varían a partir de la relación alcohol/aceite. La transesterificación in-situ es un método el cual necesita una relación alta de alcohol/aceite, aproximadamente de 135:1 y la concentración de NaOH 0.1 mol/l de metanol y la reacción toma aproximadamente 2.5 horas para lograr una conversión alta [56]. Aunque de acuerdo con la revisión bibliográfica la relación de alcohol/aceite varía dependiendo del método usado, por ejemplo, en proyectos a nivel laboratorio se puede llegar a obtener la misma conversión usando una relación aún más alta de 400:1 en un tiempo menor de 1.5 horas [51]. Los tiempos de reacción también varían con el catalizador a usar, al hacer uso de catalizadores ácidos los tiempos de reacción son mucho más altos que con un catalizador básico y varía puede variar desde 7 a 17 horas para obtener altas concentraciones de Biodiesel [39]. Como se puede ver en la Figura 10 el proceso de transesterificación in-situ es muy similar a las transesterificaciones convencionales, pero en este proceso la etapa de extracción de aceite y la transesterificación ocurre en la misma etapa, luego de la transesterificación se debe filtrar los sólidos provenientes de la borra de café y proceder a la separación del biodiesel de la glicerina y su correspondiente purificación, el proceso presentado corresponde a una transesterificación ácida.

Figura 10.

Diagrama de bloques para el proceso de transesterificación in-situ para la borra de café



Nota. Diagrama de bloques de un proceso de transesterificación in-situ para la borra de café. Adaptado de: N. Tuntiwattanapun, P. Usapein y C. Tongcumpou, "The energy usage and environmental impact assessment of spent coffee grounds biodiesel production by an in-situ transesterification process", *Energy for Sustainable Development*, vol. 40, pp. 50-58, ago, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2017.03.019>.

3.3 Metodología

El modelo metodológico empleado para el análisis del proceso productivo de biodiesel a partir de la borra de café es el diseño conceptual, teniendo en cuenta el análisis bibliográfico realizado requiere el análisis de cada una de las etapas del proceso desde diferentes perspectivas. Como se mencionó anteriormente en este proyecto se pretende hacer uso de la metodología de Douglas describiendo los diferentes equipos para el diseño conceptual de un proceso de obtención de biodiesel a partir de borra de café.

Se observa que no abundan los modelos capaces de realizar una descripción clara del proceso de diseño, de las acciones y de los procedimientos que se utilizan para su definición en la fase conceptual, desde la ingeniería como de la perspectiva del diseñador industrial [57] El proyecto se basa en el concepto de diseño conceptual como la combinación de principios físicos, químicos y biológicos que satisfacen las necesidades y propósitos del ingeniero para el proyecto, otorgando las características, atributos y restricciones más eficientes, después de analizar y escoger la mejor entre las alternativas; las decisiones tomadas por el ingeniero en el diseño conceptual son cruciales para el éxito de un proceso siendo las bases y el mayor impacto tanto conceptual como económicamente [57].

Las etapas del proceso de diseño son aquellas relacionadas con las acciones propias de la ingeniería, procesos mentales y creativos. En donde el pensamiento creativo se relaciona con la fase exploratoria que tiene como finalidad representar y caracterizar el producto en un espacio y su interacción con el usuario, dando solución al diseño; considerando una dimensión abstracta del proceso de diseño. El diseño conceptual busca relaciones morfológicas que representen la solución al diseño del producto. En este trabajo se realiza la exploración de un número de modelos significativos y representativos del proceso productivo, respecto a los sistemas, procesos y unidades aptas para el proceso de diseño; tiene como propósito establecer la tendencia y orientación de los procesos mediante el análisis y resolución del diseño conceptual, así como también del espacio de diseño y de los procedimientos que comparten ingenieros y diseñadores durante la ejecución del proceso de diseño. Para poder llevar a cabo el correcto diseño conceptual es necesario conocer y definir el tipo de proceso con el que se fundamenta la continuación de diseño en etapas posteriores de diseño [57].

3.4 Proceso

En este proyecto no se tendrán en cuenta los pretratamientos de la borra de café ni la extracción de aceite, aunque se hará énfasis en la selección de solventes para la extracción de aceite de borra de café. Ya que no se tiene la suficiente información sobre la cinética del aceite de borra de café, se hace una comparación entre los diferentes aceites de origen vegetal usados para la obtención de biodiesel.

En este proceso se tiene como base de cálculo la capacidad anual de la fábrica de Buencafé, donde se tiene una capacidad de producción de café liofilizado en Colombia que es de 13 500 toneladas anuales, que según el comité directivo de la Federación Nacional de Cafeteros (FNC) [58, 59] a partir de esto se puede calcular la producción aproximada de borra de café a partir de las 13 500 toneladas anuales de café liofilizado. Teniendo en cuenta que por cada tonelada de café liofilizado se producen dos toneladas de borra de café como se mencionó en la sección 1.3, se obtendría de las 13 500 toneladas anuales de café liofilizado 27 000 toneladas de borra de café anuales, sabiendo que la borra de café tiene una humedad aproximada del 39% se obtiene un flujo másico de borra de café seca de 16 470 toneladas anuales. De acuerdo con la base a la revisión bibliográfica se sabe que la borra de café tiene un contenido de lípidos del 14%, con base en esto se estima que se tendrá un flujo másico de 2 305.8 toneladas anuales de aceite de borra de café. De acuerdo con Arce en [32] la primera consideración de diseño que hay que realizar es la elección del tipo de proceso, sea intermitente o continuo.

Existen una gran cantidad de reactores que se han usado para los procesos de transesterificación de aceites para la obtención de biodiesel, estos reactores son usados en escala laboratorio, planta piloto y en escala industrial. Antes de evaluar el reactor a utilizar en el proceso es necesario reconocer el proceso productivo, este se puede clasificar en función de cómo se realiza la entrada de materia prima, y de cómo se obtiene el producto a partir de ésta, por lo que los procesos principales se dividen en continuo y proceso Batch, pese a que se pueden presentar variantes que implementen la combinación de ambos procesos como los procesos semi-batch.

Los procesos continuos son donde el flujo de entrada de materia prima al sistema permanece constante mientras dura el proceso de producción, siendo la salida de producto también constante, por lo que se tiene un flujo de entrada y salida del sistema constante mientras este se encuentre en operación. Los procesos continuos permiten lograr conversiones más altas aumentando el tiempo

de residencia de la mezcla en el reactor [60]. Los reactores más usados en los procesos discontinuos son los reactores CSTR y PFR. En algunos casos el uso de reactores en serie en el proceso puede aumentar la productividad de los reactores continuos [47].

Los procesos Batch también conocido como procesos por lotes o discontinuo, para el proceso de producción de biodiesel el proceso por lotes es el método más simple, pero para obtener un biodiesel que cumpla las normas existentes se requieren tecnologías y condiciones apropiadas que pueden llegar a dificultar la producción [60]. La cantidad total de materia prima se introduce al sistema al comienzo del proceso, obteniéndose la cantidad total de producto transcurrido un determinado tiempo por lo que el sistema no presenta entradas ni salidas mientras se encuentre en operación. Este tipo de proceso se lleva a cabo con reactores de tipo “Batch” con un tiempo de reacción que puede variar entre 20 minutos a 2 horas y no se alcanzan conversiones altas, estos reactores están equipados con un sistema de agitación, calentamiento y en algunas ocasiones con condensadores de reflujo [60].

Como se puede ver en la Tabla 9 los procesos continuos son la mejor opción, ya que en algunos casos presenta mejores características con respecto a los otros dos, teniendo una mejor calidad de producto, la tasa de producción es más alta y los costos operacionales son más bajos.

El tamaño del mercado del producto es un factor determinante, cuando la capacidad de producción es menor a un millón de kilogramos de producto por año se recomienda un proceso intermitente [32], esto se traduce a una capacidad de 1 000 toneladas anuales de producto. Con base al balance realizado anteriormente el flujo masico de 2 305.8 toneladas anuales de aceite de borra de café y se pretende obtener conversiones superiores de 90%, se intuye que la capacidad de producción será mayor a las 1 000 toneladas anuales, esto indica que indica que el proceso será continuo. Además de la capacidad de producción existen otros factores que determinan el tipo de proceso a usar, como lo son los tiempos de reacción cuando son grandes se recomienda el proceso intermitente [32].

Tabla 9.*Comparación entre los procesos Batch, semi-batch y continuo*

Parámetro	Batch	Semi-batch	Continuo
Requerimiento de espacio	Alto	Medio	Bajo
Requerimiento de capital	Alto	Medio	Bajo
Costo operacional	Alto	Medio	Bajo
Calidad del producto	Variación de Batch a Batch	Uniforme	Uniforme
Tiempo de ejecución	Hasta el equilibrio químico	Hasta el equilibrio químico	Hasta la inactivación del catalizador o el mantenimiento del proceso
Tasa de producción	Bajo	Alto	Mas alto
Aplicación del reactor	Baja selectividad Mayor versatilidad Buena flexibilidad Ampliación simple Transferencia de calor inferior Adecuado para reacción lenta	Alta selectividad Menor versatilidad Buena flexibilidad Ampliación compleja Transferencia de calor superior Adecuado para una reacción más rápida	Alta selectividad Menor versatilidad Buena flexibilidad Ampliación compleja Transferencia de calor superior Adecuado para reacción rápida

Nota. En esta tabla representa las principales características de los procesos Batch, semi-batch y continuo. Modificado a partir de: M. Tabatabaei, M. Aghbashlo, M. Dehghani, H. K. Shariat Panahi, A. Mollahosseini, M. Hosseini y M. M. Soufiyan, "Reactor technologies for biodiesel production and processing: A review", *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 74, pp. 239-303, sep, 2019, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2019.06.001>.

3.4.1 Comparación de aceites

Debido a la poca información bibliográfica de la cinética de transesterificación de la borra de café, en este proyecto se optó por usar la cinética de transesterificación de los aceites vegetales ya que

gracias a la revisión bibliográfica realizada se pudo identificar que el aceite de borra de café tiene características muy similares a los aceites vegetales usados en las transesterificaciones homogéneas básicas.

Tabla 10.

Comparación de los aceites vegetales usados para la obtención de biodiesel (%p/p)

Origen		Canola	Oliva	Girasol	Cártamo	Soja	Palma	SCG
Contenido de aceite		30	20	47	60	18	35	14
Acido	Estructura							
Palmítico	C16:0	3.5	9.2	6	5.2	10.6	47.9	41
Palmitoleico	C16:1	-	0.8	-	-	-	-	0.06
Esteárico	C18:0	0.9	3.4	4.2	2.2	4.8	4.2	11.8
Oleico	C18:1	64.4	80.4	18.7	76.3	22.5	37	7.2
Linoleico	C18:2	22.3	4.5	69.3	16.2	52.3	9.1	36.9
Linolénico	C18:3	8.2	0.6	-	-	8.2	0.3	1.6

Nota. En esta tabla se muestran los principales ácidos grasos libres presentes en cada uno de los aceites y su contenido de aceite comparados con el aceite de borra de café. Adaptada de: C. M. Drapcho, N. P. Nghiêm y T. H. Walker, Biodiesel, de *Biofuels Engineering Process Technology*, Second Edition, McGraw Hill, 2020.

En la Tabla 10 se presenta la composición en porcentaje masico de los ácidos grasos presentes en cada uno de los aceites vegetales y su contenido de aceite. Realizando una comparación entre los aceites vegetales y el de borra de café, aunque el aceite de borra de café (SCG) tiene un contenido de aceite menor en comparación de los otros aceites, tiene una composición alta de ácido palmítico, esteárico y linoleico, esto lo puede asemejar palma, soja o girasol.

La comparación con los triglicéridos presentes en cada uno de los aceites en la Tabla 11 se puede observar que el aceite de borra de café tiene una composición similar en su triglicérido mayoritario con respecto al aceite de palma, aunque el aceite de borra de café tiene un alto contenido de trilinoleína y tripalmitina, normalmente se usan en los procesos de simulación de aceites vegetales la tioleína teniendo en cuenta que estos triglicéridos están en su mayoría presentes en el aceite de canola, oliva, cártamo, palma y soja como lo muestra la Tabla 11. A partir de a la revisión bibliográfica realizada no se encontró mucha información sobre los parámetros cinéticos del aceite de borra de café y se optó por trabajar en este proyecto considerando al aceite de borra de café como un aceite vegetal y usando los parámetros cinéticos más usados para los aceites vegetales.

Tabla 11.*Comparación de los triglicéridos presentes en los aceites (%p/p)*

Triglicéridos	Canola	Oliva	Girasol	Cártamo	Soja	Palma	SCG
Tripalmitina	3.5	10	6	5.2	10.6	47.9	41.06
Triestearina	0.9	3.4	4.2	2.2	4.8	4.2	11.85
Trioleína	64.4	80.4	18.7	76.3	22.5	37	7.27
Trilinoleína	30.5	5.1	69.3	16.2	60.5	9.4	38.59

Nota. Esta tabla representa la el porcentaje de triglicéridos presentes en el aceite de canola, oliva, girasol, cártamo, soja, palma y borra de café (SCG), estos valores se obtienen mediante una sumatoria de los ácidos grasos libres presentes en cada uno de los aceites. Esta tabla es realizada con base en: M. Franco, *Simulación del proceso de producción de biodiesel a partir de aceites vegetales en condiciones súper-críticas*, tesis Mag. Universitat Politècnica de Catalunya, Barcelona, España, 2013. A. Castillo Peña, B. L. Labrada Vázquez, M. Penedo Medina y A. E. Sánchez del Campo Lafita, "Simulación del proceso de producción de biodiesel a partir del aceite de *Jatropha curcas*", *Tecnología Química*, vol. XXXIII, no. 2, pp. 107-120, ago, 2013.

3.4.2 Extracción

En este proyecto solo se evaluará la transesterificación, la separación y la purificación del biodiesel a partir del aceite de borra de café, lo cual indica que el proceso de extracción de aceite y otros pretratamientos no se tendrán en cuenta en este proyecto, aunque si se comentara el proceso de extracción del aceite de borra de café y los solventes usados en la extracción. Lo normal es comenzar con la extracción del aceite en la producción de biodiesel. Existen muchos métodos para la extracción a nivel industrial pero el método más común es la extracción con solvente, hay que tener en cuenta que dependiendo del método y el solvente usado para la extracción de aceite se obtiene diferentes concentraciones de ácidos grasos y la composición de ácidos grasos libres varía dependiendo de la especie de café. Para la extracción del aceite de borra de café se hace uso de la extracción con solvente en la mayoría de casos, pero también existen alternativas como lo es la extracción asistida por ultrasonido, pero este método no logra alcanzar rendimientos altos de extracción [61].

Tabla 12.*Extracción de borra de café con diferentes solventes*

Solvente	Tiempo (hr)	Rendimiento de aceite (%)
n-pentano	0.50	15.18
n-hexano	0.50	15.28
n-hexano	1.00	13.40
n-hexano	6.00	19.73
n-hexano	6.00	10.95
n-hexano	8.00	13.00
n-hexano/isopropanol (50/50)	3.00	21.50
Isopropanol	0.50	11.43
Tolueno	0.50	14.32
Cloroformo	0.50	8.60
Cloroformo	0.83	10.98
Acetona	0.50	12.92
Acetona	0.67	12.30
Metanol	20.00	6.80
Etanol	0.50	11.90
Etanol	1.17	11.43
Etanol	6.00	15.00
Diclorometano	6.00	10.80
Diclorometano	6.00	10.80
Acetato de etilo	6.00	11.80
Hexano:metanol(4:1)	20.00	8.80
Hexano:metanol(2%agua)(4:1)	20.00	8.30
Éter de petróleo	6.00	12.50

Nota. Se realizó esta matriz de selección a partir de una revisión bibliográfica para la extracción del aceite de borra de café. S. K. Karmee, "A spent coffee grounds based biorefinery for the production of biofuel, biopolymers, antioxidants and biocomposites", *Waste Management*, vol. 72, pp. 240-254, sep, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.10.042>. A. S. Loyao Jr., S. Lorenz G. Villasica, D. P. Paulo Louise L. y A. Woo Go, "Extraction of lipids from spent coffee grounds with non-polar renewable solvents as alternative", *Industrial Crops & Products*, vol. 119, pp. 152-161, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2018.04.017>. M. V. Ponte Rocha, L. J. Brandao Lima de Matos, L. Pinto de Lima, P. Marciano da Silva Figueiredo, I. Larissa Lucena, F. A. Narciso Fernandes y L. R. Barros Goncalves, "Ultrasound-assisted production of biodiesel and ethanol from spent coffee grounds", *Bioresource Technology*, vol. 167, pp. 343-348, sep, 2014, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.06.032>. A. Zabaniotou y P. Kamaterou, "Food Waste valorization advocating Circular Bioeconomy -A critical review of potentialities and perspectives of Spent Coffee Grounds Biorefinery", *Journal of Cleaner Production*, vol. 211, pp. 1553-1566, nov, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.11.230>. V. Najdanovic-Visak, F. Yee-Lam Lee, M. T. Tavares y A. Armstrong, "Kinetics of extraction and in situ transesterification of oils from spent coffee grounds", *Journal of Environmental Chemical Engineering*, vol. 5, pp. 2611-2616, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jece.2017.04.041>.

Tabla 13.

Tabla de valores de f_i^* , f_i^- y los pesos relativos

	Tiempo (hr)	Rendimiento de aceite (%)
Peso relativo	0.6	0.4
f_i^*	0.5	21.5
f_i^-	20	6.8

Nota. Esta tabla muestra los valores de f sub i y los pesos relativos totales.

Tabla 14.

Ranking de alteraciones según los valores de Q , S y R de acuerdo con el método VICTOR

	Q_j	S_j	R_i
n-hexano/isopropanol (50/50)	0.000	0.077	0.077
n-hexano	0.138	0.169	0.169
n-pentano	0.142	0.172	0.172
n-hexano	0.164	0.217	0.169
n-hexano	0.177	0.195	0.195
n-hexano	0.223	0.236	0.220
Acetona	0.234	0.233	0.233
Etanol	0.241	0.346	0.177
Acetona	0.262	0.255	0.250
Etanol	0.276	0.261	0.261
isopropanol	0.295	0.274	0.274
Etanol	0.306	0.295	0.274
Cloroformo	0.319	0.297	0.286
Éter de petróleo	0.343	0.414	0.245
n-hexano	0.356	0.462	0.231
Acetato de etilo	0.372	0.433	0.264
n-hexano	0.406	0.456	0.287
Cloroformo	0.410	0.351	0.351
Diclorometano	0.412	0.460	0.291
Diclorometano	0.412	0.460	0.291
Hexano:metanol(4:1)	0.971	0.946	0.600
Hexano:metanol(2%agua)(4:1)	0.978	0.959	0.600
Metanol	1.000	1.000	0.600

Nota. Esta tabla representa el ranking a partir del método VICTOR para escoger el mejor tipo de solvente para la extracción de aceite de borra de café.

Con base a la revisión bibliográfica se realizó una matriz de selección en la Tabla 12 con el método VICTOR para evaluar los diferentes tipos de solvente, teniendo como principales criterios el tiempo que demora la extracción y el rendimiento de aceite que logran. Existen otros factores que afectan la extracción de aceites esenciales como lo son la temperatura, la presión y la relación aceite/solvente.

Con base a las Tabla 14 se determina que la mezcla de solventes de n-hexano/isopropanol (50/50) con una relación solvente-borra de café de 20 ml/gr y un tiempo de 3 horas obteniendo como un rendimiento de aceite de 21.5% según la matriz de selección planteada y los criterios expuesto anteriormente este solvente es la mejor opción para la extracción de este tipo de aceite, existen otros tipos de solventes para la extracción de este tipo de hexano como lo son h-hexano y n-pentano con una relación solvente-borra de café de 4.16 ml/gr para ambos solventes [5]. Para la recuperación y la eficiencia de este solvente en la extracción la mezcla de hexano e isopropanol tienen una mayor eficiencia/recuperación teniendo un valor de 135.85, luego seguiría el heptano con un valor de 116.98 y por último el pentano con 99.35 [36]. Esto es importante ya que la recuperación de solvente es primordial en la extracción del aceite y al tener una recuperación complicada se perdería solvente durante la extracción y esto llevaría a costos mayores en el proceso. Gioffri en [64] realiza una simulación de la extracción de aceite de borra de café con una producción mínima de 500 kg/hr y usando dimetil eter como solvente.

3.4.3 Descripción del proceso

Los procesos de producción de biodiesel a gran escala se caracterizan por tener diferentes etapas de proceso siendo las más importantes del proceso de reacción, separación, neutralización, y purificación de biodiesel y glicerina [65]. Primero que todo hay que elegir la etapa reactiva, donde se escogerá el método de transesterificación.

Como se dijo anteriormente existen diferentes métodos de transesterificación, debido a que este es un proyecto teórico y a la falta de datos bibliográficos que corresponden a la transesterificación del aceite de borra de café a una escala industrial y su cinética es escasa. En este proyecto se optó por hacer uso de la cinética para la transesterificación del aceite de borra de café usando una cinética general para aceites de origen vegetal presentada por Salehi en [66] ya que la información que se puede llegar a obtener sobre la cinética de transesterificación para el aceite de borra de café

es escasa y poco precisa. De acuerdo con esto se realiza una serie de toma de decisiones para lograr determinar el reactor más adecuado para este proyecto. En primer lugar, se descarta el proceso de transesterificación in situ debido a que este tipo de transesterificación hace uso de grandes cantidades de metanol para la transesterificación del aceite [56, 51] y largos tiempos de espera para la transesterificación, como se puede ver en la Tabla 15 los procesos convencionales de transesterificación y la transesterificación in-situ son muy similares, lo único que se diferencia es en la extracción del aceite ya que en la transesterificación in-situ la transesterificación y la extracción del aceite se realizan en la misma etapa de proceso.

Tabla 15.

Transesterificación convencional vs in-situ

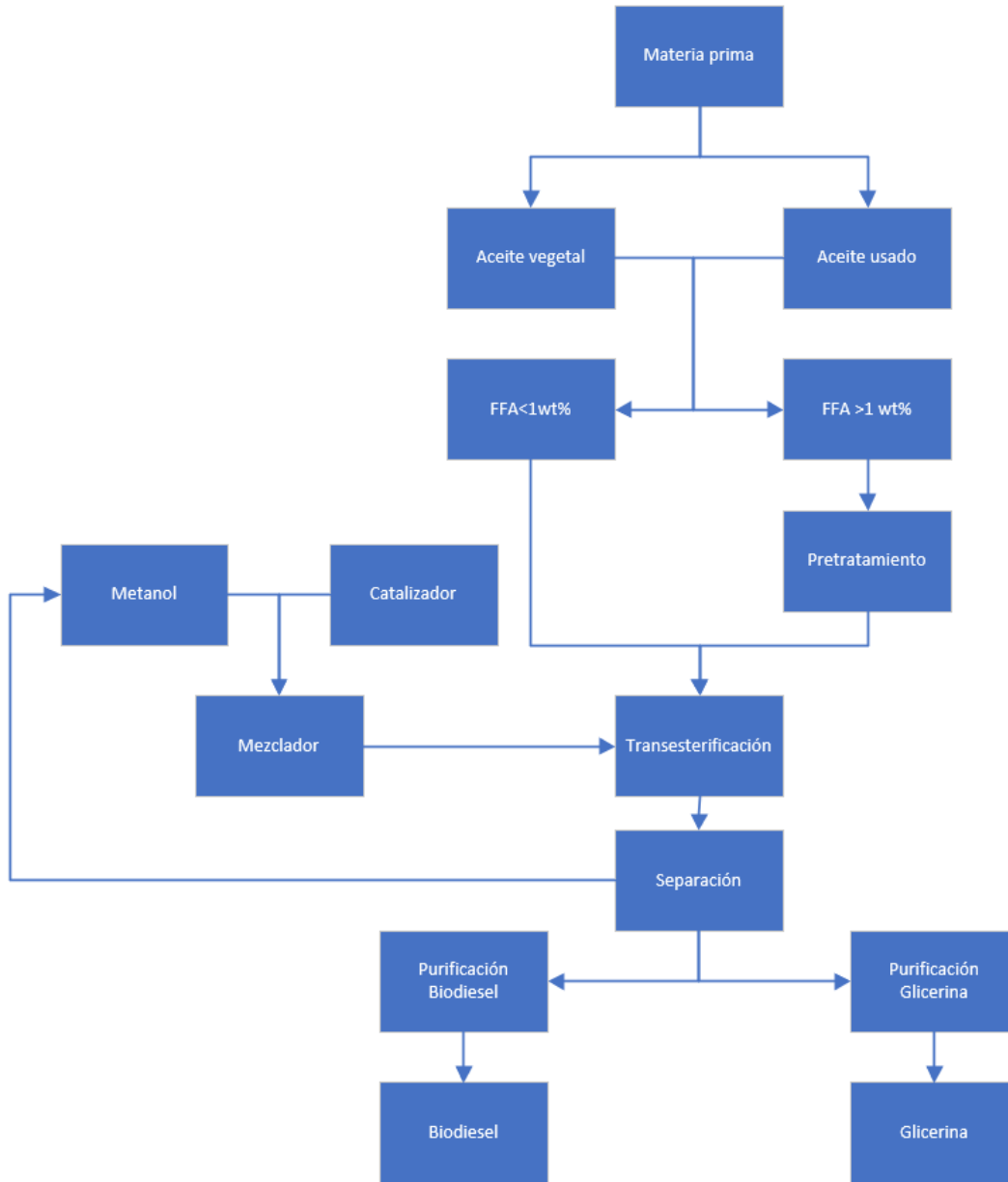
		Maceración	Trituración y extracción de solventes	Transesterificación alcohol/catálisis	Purificación
Convencional	Materia prima	Materia prima de menor tamaño	Aceite	Fase rica en biodiesel Fase rica en glicerina	Esteres puros
In situ	Materia prima	Materia prima de menor tamaño		Fase rica en biodiesel Fase rica en glicerina	Esteres puros

Nota. Modificado a partir de: F. H. Kasim, A. P. Harvey y R. Zkaria, "Biodiesel production by in situ transesterification", *Biofuels*, vol. 2, no. 1, pp. 355-365, mar, 2010, DOI: 10.4155/bfs.10.6.

Una vez descartado el método in-situ debido a que este método aún se encuentra en etapa experimental y en pocos casos se ha hecho uso de este en escala industrial. Como se muestra en la Figura 11 en el proceso convencional de transesterificación luego de la extracción del aceite de la materia prima en este caso la borra de café. Luego de la extracción del aceite hay que tener en cuenta la presencia de los ácidos grasos libres en el aceite, como aparece en la Tabla 5 de la sección 3.1 la fracción másica de los ácidos grasos libres en el aceite de borra de café es de 0,412%, como indica en la Figura 11 ya que la fracción másica de los ácidos grasos libres no supera el 1%, no es necesario el pretratamiento para retirar los ácidos grasos libres mediante una esterificación.

Figura 11.

Producción convencional de biodiesel



Nota. Diagrama de producción de Biodiesel. Adaptado de: K. Y. Wong, N. Jo-Han, C. T. Chong, S. S. Lam y W. T. Chong, "Biodiesel process intensification through catalytic enhancement and emerging reactor designs: A critical review", *Renewable and Sustainable Reviews*, vol. 116, p. 109399, 2019, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109399>.

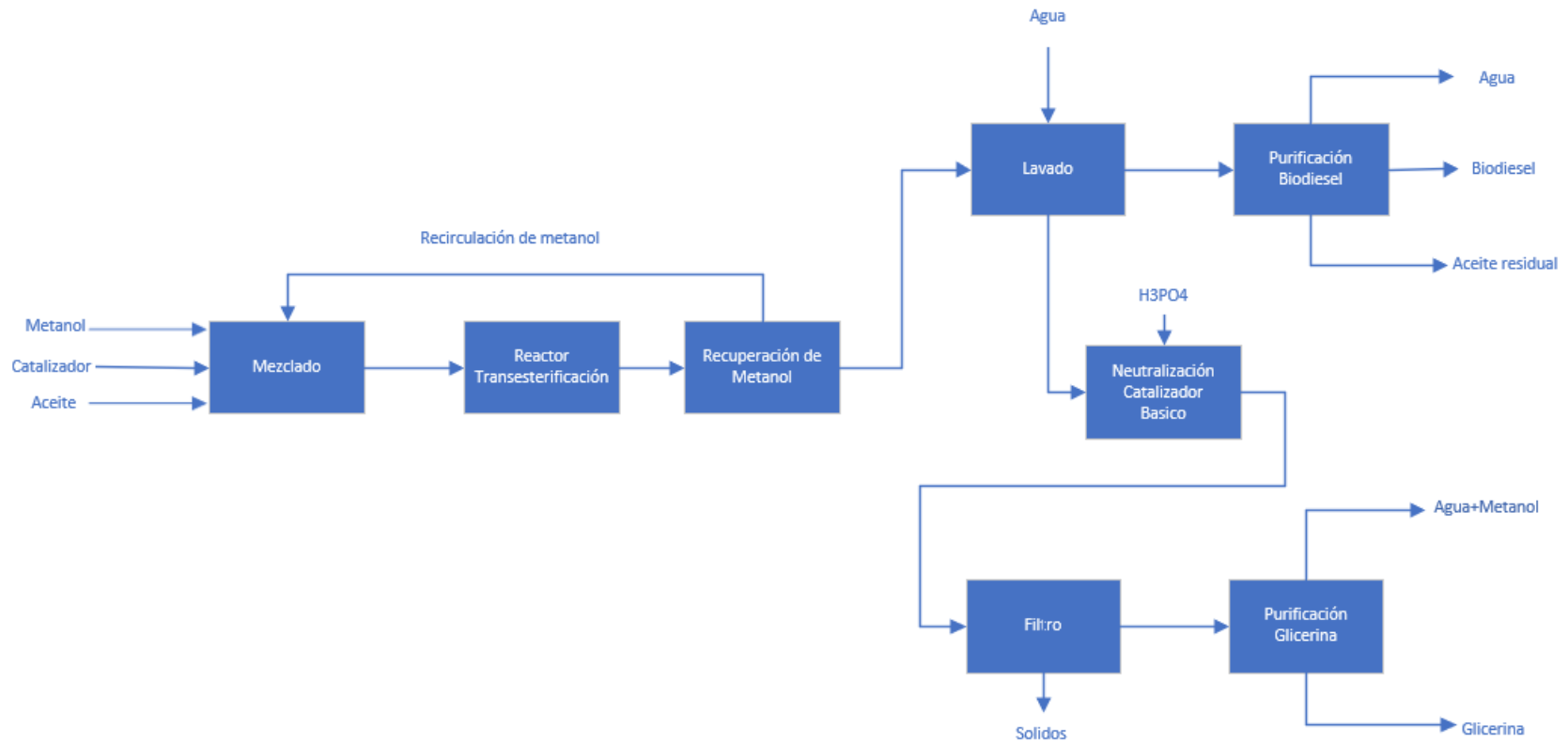
Los aceites que tienen una fracción másica menor al 1% de ácidos grasos libres (FFA) no se realiza un pretratamiento [67], en algunos casos se puede realizar este pretratamiento cuando es menor al 5% en una pequeña escala [45], en este caso se omite este pretratamiento ya que no es rentable e innecesario porque no se obtendría una cantidad aceptable de esteres metílicos que justifique esta etapa de proceso por medio de la esterificación. Por ende, solo se realizará una transesterificación homogénea básica para el aceite de borra de café en este caso con un catalizador de NaOH y una concentración de 1% en peso con respecto al aceite que entra al reactor [68, 69, 47, 66]. Ya que la composición de ácidos grasos libres es pequeña no es necesario retirarlos, pero hay que tener en cuenta que existe la posibilidad de que los ácidos grasos libres reaccionen con el catalizador básico y formen jabones, pero para efectos prácticos en la simulación se despreciara la presencia de estos ácidos y no se contemplara la posibilidad de que exista la formación de metóxidos.

Con base en lo anterior se propone el diagrama de bloques basándose en los diagramas mencionados anteriormente. Como se muestra en la Figura 12 antes de la transesterificación se debe realizar una etapa de mezclado donde se mezclará el aceite, el metanol y el catalizador. Luego de la transesterificación hay que recuperar el metanol que no reacciono en la transesterificación para su almacenaje o recirculación al proceso. Una vez realizado la recuperación del metanol se debe separar el biodiesel y la glicerina para su posterior purificación.

La Figura 12 representa el diagrama de bloques propuesto para este proceso de transesterificación con base en el análisis bibliográfico hecho, este proceso consta de diferentes etapas de proceso que serán descritas a continuación. Este proceso propuesto no contempla las etapas de pretratamiento de la borra como ya se comentó anteriormente enfocándose solamente en la transesterificación y la purificación. Aunque uno de los pretratamientos era la esterificación de los ácidos grasos libres, existen otros dos pretratamientos que se realizarían a la borra de café como lo son el secado de la borra y su molienda [70]. La etapa de secado es necesaria para eliminar la humedad contenida en la borra de café y la etapa de la molienda busca reducir el tamaño de partícula a 1.68mm [70]. Estas dos etapas se realizan antes de la extracción del aceite retirando la humedad y reduciendo el tamaño de partícula de la borra para maximizar el contacto íntimo del solvente y la borra de café. Teniendo en cuenta esto para este proyecto se hace la siguiente suposición, el aceite entrara al sistema sin ningún ácido graso libre o impurezas.

Figura 12.

Diagrama de bloques para el proceso de transesterificación



Nota. Esta figura representa el diagrama de bloques para el proceso de transesterificación en este proyecto.

Este proceso estará basado en los modelos presentados en [66, 71, 72, 73, 74] pero con algunas modificaciones, el cual es el uso de un decantador luego del lavado para la purificación del biodiesel, esta decantación se realiza para retirar el agua contenida en el biodiesel luego de su lavado. Como se puede ver en la Figura 12 este proceso comienza con una etapa de mezclado donde se mezclará el aceite extraído de la borra de café, el catalizador y el metanol, para luego entrar al reactor donde ocurrirá la transesterificación del aceite. De acuerdo con las heurísticas de proceso descritas en [32] el metanol al ser un reactante debe ser recirculado al proceso, esto se realiza a la salida del reactor por medio de una columna de separación. Posteriormente se realiza un lavado donde se separará el biodiesel de la glicerina, una vez realizada la separación se purifica la glicerina y el biodiesel, la purificación del biodiesel se realiza mediante una columna de separación donde se retirarán el aceite residual y el agua presente para obtener un biodiesel con la mayor pureza posible. La purificación de la glicerina es diferente ya que hay que primero retirar el catalizador usado en la transesterificación, esto se realiza mediante una reacción de neutralización y una separación del catalizador neutralizado. Por último, se procede a retirar las impurezas de la glicerina mediante una columna de separación y obtener una glicerina de grado crudo o industrial.

3.4.4 Mezclado

El proceso comienza con la mezcla del NaOH y el metanol, para conocer el flujo de estos componentes se tiene en cuenta que, para el proceso de transesterificación homogénea básica se hace uso de una relación alcohol/aceite es de 6:1 [52, 67, 75, 69, 47] y una concentración de NaOH de 1% en peso con respecto a la entrada de aceite al sistema [68, 69, 47, 66].

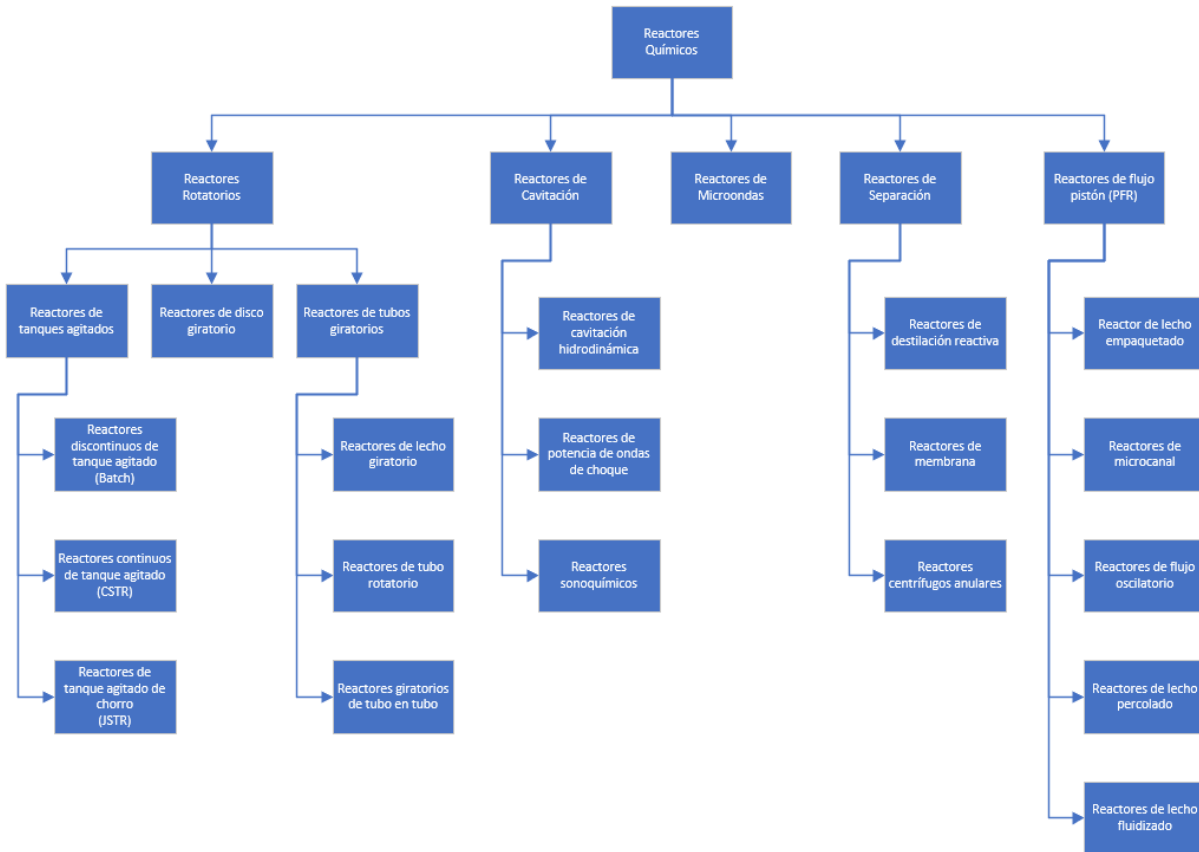
3.4.5 Reactor

Existen muchos tipos de reactores químicos que son usados en los procesos de transesterificación y se dividen en 5 grupos; los reactores rotatorios, de cavitación, microondas, de separación y de flujo pistón, como se puede ver en la Figura 13 hay una muy gran variedad de reactores, pero en este proyecto solo se analizarán algunos de ellos. Los procesos Batch son los más usados actualmente en la producción de biodiesel sin embargo, tiene desventajas como un gran volumen

del reactor, un extenso proceso de separación y altos costos de mano de obra [38]. Por otro lado los procesos continuos proporcionan mejores características al proceso ya que en los procesos Batch la calidad del producto varia en cada lote.

Figura 13.

Reactores químicos



Nota. Reactores químicos usados en la transesterificación de aceites vegetales. Modificado a partir de: I. Raheem, M. N. Bin Mohiddin, Y. H. Tan, J. Kansedo, N. Mubarak, M. O. Abdullah y M. L. Ibrahim, "A review on influence of reactor technologies and kinetic studies for biodiesel application", *Journal of Industrial and Engeneering Chemistry*, vol. 91, pp. 54-68, nov, 2020, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2020.08.024>.

Tabla 16.*Características de los diferentes tipos de reactores para la producción de biodiesel*

Tipo de reactor	Tiempo de residencia	Transferencia de masa	Control de temperatura	Estado actual
Reactor discontinuo de tanque agitado (Batch)	1-2 horas	Medio	Difícil	Escala industrial
Reactor continuo de tanque agitado (CSTR)	≥60 minutos	Bueno	Fácil	Escala industrial
Reactor de tanque agitado de chorro (JSTR)	~38 minutos	Bueno	Difícil	Escala piloto
Reactor flujo pistón (PFR)	19 minutos	Bueno	Difícil	Escala piloto
Reactor de flujo oscilatorio	30 minutos	Excelente	Fácil	Escala piloto
Reactor giratorio de tubo en tubo	<1 minuto	Excelente	Fácil	Escala industrial
Reactor de membrana	1-3 horas	Bajo	Fácil	Escala piloto
Reactor de destilación negativa	Varios minutos	Excelente	Fácil	Escala piloto
Reactor centrifugo anular PBR	~1 minuto	Excelente	Fácil	Escala industrial
Reactor de lecho fluidizado	2.8 minutos	Bajo-bueno	Difícil	Escala piloto
Reactor de lecho fluidizado	-	Bueno	Fácil	Escala piloto
Reactor ultrasónico	10-40 minutos	Bueno	Fácil	Escala industrial
Reactor de cavitación hidrodinámica	~30 minutos	Bueno	Fácil	Escala industrial
Reactor de potencia de ondas de choque	-	Excelente	Fácil	Escala industrial
Mezclador estático	30 minutos	Bueno	Fácil	Escala laboratorio
Reactor de microcanal	28 segundos- varios minutos	Excelente	Fácil	Escala laboratorio
Reactor de microondas	<10 minutos	Bueno	Fácil	Escala laboratorio

Nota. Esta tabla presenta las características de los diferentes reactores en la producción de biodiesel. Modificado a partir de: M. Tabatabaei, M. Aghbashlo, M. Dehghani, H. K. Shariat Panahi, A. Mollahosseini, M. Hosseini y M. M. Soufiyan, "Reactor technologies for biodiesel production and processing: A review", *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 74, pp. 239-303, sep, 2019, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2019.06.001>.

Los reactores mostrados anteriormente en la Figura 13 tienen diferentes características y estas varían por cada reactor para la producción de biodiesel como se muestra en la Tabla 10, estos reactores tienen diferentes estados de maduración tecnológica ya que en algunos de ellos solo han sido probados a escala laboratorio o piloto, en el caso de los reactores convencionales como lo son el Batch o el CSTR ya son usados a escala industrial, algunos de factores como el tiempo de reacción puede variar dependiendo del catalizador usado. Algunos de los reactores presentados en la Tabla 16 presentan excelentes características y tiempos de reacción bajo pero su estado actual aún está en escala laboratorio o en planta piloto. Aunque para este proyecto se estableció un proceso continuo debido a la capacidad de producción, en este proyecto se hará énfasis en tres reactores, el reactor Batch, CSTR y PFR ya que estos reactores son los más usados en los procesos convencionales y a partir de la revisión bibliográfica realizada estos reactores son los más usados en las simulaciones de procesos de transesterificación.

- CSTR: el reactor de tanque agitado continuo o continuous stirred tank reactor (CSTR), el reactor CSTR consiste al comienzo en la carga de los reactivos y catalizador y dentro del reactor se lleva a cabo un proceso de agitación y dependiendo del proceso se hace uso de una chaqueta de calentamiento o serpentines que mantengan una temperatura constante durante el tiempo de reacción. La configuración de este reactor se desarrolla de modo que el reactivo se pueda bombear de manera continua y eficiente al interior del reactor [38]. Se lleva a cabo un proceso de agitación continuo hasta que se completa la reacción [75]. Los principales parámetros en CSTR son la velocidad de flujo de entrada y salida, la velocidad de agitación, el tiempo de residencia, la velocidad de transferencia de masa y la eficiencia de la mezcla [38]. Los tiempos de reacción o tiempos de retención que se llevan a cabo en los procesos de transesterificación pueden variar, pero para tener una alta conversión este tiempo de reacción es de 60 minutos o más [76]. El producto se vuelve muy uniforme mediante una mezcla intensiva que consume mucha energía. La clara comprensión y los datos técnicos adecuados del CSTR lo han convertido en uno de los reactores más utilizados últimamente a nivel industrial para producir biodiésel [75].
- PFR: el reactor químico más simple es el tubular, también conocido como reactor flujo pistón o plug flow reactor (PFR). En este reactor los reactivos y catalizadores se ingresan por un extremo, pasan un tiempo determinado pasando por las tuberías a una velocidad constante mientras fluyen hacia la salida [75]. Un reactor tubular es cualquier reactor con un movimiento

continuo en dirección axial de uno o más reactivos en una dirección y en el cual no se hace intento alguno por inducir el mezclado entre elementos del fluido [77]. Uno de los principales factores que afectan a este reactor es la longitud del reactor. La longitud del dispositivo, así como su tiempo, se reducen significativamente ajustando la presión, sin embargo, en los reactores tubulares se obtienen condiciones de funcionamiento de flujo más laminar cuando aumenta la viscosidad del fluido [75].

- Batch: fue la principal tecnología de producción de biodiésel y sigue siendo muy popular para los procesos de producción a escala industrial. Para un proceso por lotes en un tanque idealmente agitado, la velocidad de reacción es la misma que los cambios en las concentraciones de reactivos o productos. Este proceso discontinuo mientras se produce la reacción no debe existir ningún tipo de salida, entre más tiempo de residencia haya la conversión será mayor. Los reactores discontinuos se componen clásicamente de un tanque mixto en el que se inicia una reacción mediante la adición de los reactivos, catalizadores y transcurre durante un tiempo determinado. Los factores que afectan este reactor son el volumen, el tiempo de reacción, la temperatura y la presión. Los reactores discontinuos se utilizaron ampliamente al inicio de la era de la industria química que se remonta a los siglos XVII y XVIII. Junto con el desarrollo de la industria química en el siglo XX, se introdujeron y emplearon reactores continuos en diversas industrias. A pesar de eso, los reactores discontinuos todavía poseen algunas características cinéticas significativas, así como ventajas, lo que los convierte en un sistema importante para diversas reacciones [76].

De acuerdo con Arce [32] existe una jerarquía de decisión para el diseño básico de los procesos químicos, donde el primer nivel es decidir entre un proceso continuo o intermitente. A partir de lo dicho por Douglas en [78] al desarrollar un diseño conceptual para un proceso continuo o Batch hay que considerar varios aspectos a tener en cuenta al hacer la toma de la decisión. En un proceso continuo los aspectos más importantes son selección de las unidades de operación necesarias, escoger las interconexiones entre las unidades, enumerar las variables de diseño dominantes, identificar las alternativas de proceso que necesitan ser consideradas, estimar las condiciones de operación óptimas y determinar la mejor alternativa. En un proceso Batch hay que tener en cuenta que unidades operan de manera continua y que unidades operan por lotes, también hay que considerar las etapas de proceso, las ventajas de usar unidades en paralelo para mejorar el

cronograma de la planta, que almacenajes intermedios se requieren y donde deben estar localizados [78].

Primero que todo hay que escoger el tipo de reactor a usar, en este proyecto se hace uso de una matriz de selección evaluando los reactores convencionales CSTR, Batch y PFR, teniendo como criterios principales el tiempo de residencia, la transferencia de masa, el control de temperatura y cuál es el estado en el que se encuentra según [76]. Para esta matriz de selección se usa el método VICTOR para la selección del reactor a usar, esta matriz de selección se puede ver en la Tabla 11 donde se evalúan los criterios dichos anteriormente.

Tabla 17.

Matriz de selección de reactor para el proceso de transesterificación

Reactor	Tiempo (hr)	Transferencia de masa	Control de la temperatura	Estado actual
Batch	2	1	2	2
CSTR	1	2	1	2
PFR	0,317	2	2	1

Nota. Esta matriz de selección se crea de acuerdo con lo descrito en M. Tabatabaei, M. Aghbashlo, M. Dehghani, H. K. Shariat Panahi, A. Mollahosseini, M. Hosseini y M. M. Soufiyan, "Reactor technologies for biodiesel production and processing: A review", Progress in Energy and Combustion Science, vol. 74, pp. 239-303, sep, 2019, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2019.06.001>, para la transferencia de masa se le dieron valores de 1-2 donde una transesterificación media es 1 y buena es 2, el control de temperatura se le dio valores de 1-2 siendo 1 un control de temperatura fácil y 2 difícil. Por último, se le dio valores de 1-2 con respecto al estado actual siendo 1 para planta piloto y 2 para escala industrial 2.

Tabla 18.

Tabla de valores de f_i^ , f_i^- y los pesos relativos*

	Tiempo (hr)	Transferencia de masa	Control de la temperatura	Estado actual
Peso relativo	0,3	0,2	0,2	0,3
f_i^*	0,316	2	1	2
f_i^-	2	1	2	1

Nota. Esta tabla muestra los valores de f_i y los pesos relativos totales.

Tabla 19.

Ranking de alteraciones según los valores de Q, S y R de acuerdo con el método VICTOR

	Qj	Sj	Rj
CSTR	0	0,16	0,16
Batch	1	0,6	0,4
PFR	2,18	0,5	0,4

Nota. Esta tabla representa el ranking a partir del método VICTOR para escoger el mejor tipo de reactor para la transesterificación de aceites vegetales.

Con base en la Tabla 19 se pudo determinar que el mejor reactor para un proceso de transesterificación teniendo en cuenta las variables evaluadas es el reactor CSTR, el rendimiento de biodiesel dependerá del método de transesterificación y la calidad de la materia prima. De acuerdo a la bibliografía las variables óptimas para este reactor son temperatura de operación de 60°C, con un tiempo de retención de 60 minutos o más, y una agitación de 400 rpm [66, 47, 69]. Las ventajas de un reactor CSTR es la facilidad y sencillez de construcción, el control de temperatura y una construcción abierta que facilita la limpieza de las superficies [77].

3.4.6 Transesterificación

El proceso de transesterificación escogido será una transesterificación homogénea básica con NaOH como catalizador, con una concentración de 1% y una relación de alcohol/aceite es de 6:1. Uno de los principales factores a tener en cuenta en la simulación que se realizara en este proyecto es la selección del modelo termodinámico. El comportamiento del equilibrio de fases es un concepto importante al momento de evaluar los procesos, de esta forma se requiere un modelo que se acerque lo más posible al comportamiento de las mezclas a trabajar [79]. Kuramochi en [80] realiza una comparación de los modelos termodinámicos UNIFAC, UNIFAC-LLE y UNIFAC-DMD para ésteres metílicos, según Kuramochi El modelo UNIFAC y UNIFAC-DMD son útiles para la recuperación de metanol, además de esto el modelo UNIFAC-DMD predice de la mejor manera la solubilidad del agua en los ésteres metílicos. La recuperación del metanol y la solubilidad del agua en los ésteres metílicos son etapas importantes en el proceso planteado como se muestra en la Figura 12.

De acuerdo a [81, 49, 74] el modelo termodinámico UNIF-DMD (UNIFAC-Dortmund) es el más usado para este tipo de simulaciones, aunque se pueden escoger diferentes modelos termodinámicos a partir de la presencia de compuestos polares y los parámetros de interacción, estos modelos se escogen mediante un árbol de decisión estos modelos están basados en su mayoría en Narváez [82]. Aunque dependiendo del proceso se utilizan diferentes modelos termodinámicos, por ejemplo, si se requiere una de esterificación para los ácidos grasos libres presentes se utilizaría el modelo termodinámico NRTL [49] el modelo termodinámico también dependerá del catalizador a usar. Este modelo termodinámico es usado en la catálisis homogénea acida [83].

De acuerdo con la revisión bibliográfica el modelo cinético presentado en las ecuaciones del 4-9 corresponden a un modelo cinético reversible por etapas de seis ecuaciones diferenciales donde cada una de estas ecuaciones de las constantes de velocidad corresponden a los parámetros cinéticos [82, 84, 85, 86, 87, 88]. Algunos autores como Narváez en [82] utiliza el método numérico de cuarto orden Runge Kutta para resolver el sistema de ecuaciones diferenciales. Este modelo cinético corresponde a uno de segundo orden para las reacciones correspondientes a la transesterificación presentes en la Figura 5. Las energías de activación son estimadas con la ecuación de Arrhenius [82] Ecuación 10.

$$\frac{d C_{TG}}{dt} = -k_1 C_{TG} C_A + k_2 C_{DG} C_{FAME} \quad (4)$$

$$\frac{d C_{DG}}{dt} = k_1 C_{TG} C_A - k_2 C_{DG} C_{FAME} - k_3 C_{DG} C_A + k_4 C_{MG} C_{FAME} \quad (5)$$

$$\frac{d C_{MG}}{dt} = k_3 C_{DG} C_A - k_4 C_{MG} C_{FAME} - k_5 C_{MG} C_A + k_6 C_{GL} C_{FAME} \quad (6)$$

$$\frac{d C_{FAME}}{dt} = k_1 C_{TG} C_A - k_2 C_{DG} C_{FAME} + k_3 C_{DG} C_A - k_4 C_{MG} C_{FAME} - k_5 C_{MG} C_A + k_6 C_{GL} C_{FAME} \quad (7)$$

$$\frac{d C_A}{dt} = - \frac{d C_E}{dt} \quad (8)$$

$$\frac{d C_{GL}}{dt} = k_5 C_{MG} C_A - k_6 C_{GL} C_{FAME} \quad (9)$$

$$k = A e^{-\frac{E_A}{RT}} \quad (10)$$

Donde, k_1 corresponde a la constante de velocidad de la reacción i , C_j corresponde a la concentración de productos o reactivos j , T corresponde a la temperatura, E_A corresponde a la energía de activación, A corresponde a la constante de Arrhenius y R corresponde a la constante de los gases.

Teniendo en cuenta que la información cinética de la transesterificación de borra de café es escasa, se toma los parámetros cinéticos para una transesterificación de aceites vegetales, a las mismas condiciones de operación y con el mismo catalizador, para ello se toman los parámetros cinéticos presentados en [66] donde usan los principales glicéridos, aunque debido a los problemas de convergencia que pueden llegar a presentar en la simulación al momento de usar los cuatro principales triglicéridos, teniendo en cuenta que la trioleína y la triestearina son dos triglicéridos comparten muchas características como se demuestra en [89] estos triglicéridos en la simulación tendrían un comportamiento en bloque lo cual indica que se puede usar la sumatoria de las dos composiciones de estos triglicéridos y hacer uso solamente de uno en la mezcla de glicéridos en la entrada al reactor. Ya que se hace uso de los parámetros cinéticos de la transesterificación de aceites vegetales, como se presenta en la Tabla 11 los principales triglicéridos presentes en los aceites vegetales son tripalmitina, trioleína, triestearina y trilinoleína. Para esta simulación se supondrá que en la entrará al reactor una mezcla de tripalmitina, trilinoleína y trioleína con sus respectivos diglicéridos y monoglicéridos, se hace uso de estos triglicéridos son los mayoritarios en el aceite de palma.

Tabla 20.

Parámetros cinéticos de un reactor CSTR

Reacción		$k(1/\text{mol} \cdot \text{min}) (T_0=323.15)$	$E(\text{kcal/mol})$
TG→DG	k_1	0.02311	13.5
DG→TG	k_2	0.001867	10.3
DG→MG	k_3	0.10659	17.4
MG→DG	k_4	0.002217	16.2
MG→FAME	k_5	0.05754	6.2
FAME→MG	k_6	0.000267	11.9

Nota. Estos parámetros cinéticos de la reacción de transesterificación presentados son para triglicérido (TG), diglicérido (DG) y monoglicérido (MG), metil ester (FAME). Tomado de: A. Salehi, A. Karbassi, B. Ghobadian, A. Ghasemi y A. Doustgani, "Simulation process of biodiesel production plant", *Environmental Progress & Sustainable Energy*, vol. 38, may, 2019, DOI: <https://doi.org/10.1002/ep.13264>.

Como se comentó anteriormente el aceite de borra de café tiene presente estos triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos. Se escogen los parámetros cinéticos presentados en la Tabla 20 ya que son parámetros generales usados en las simulaciones de transesterificación de aceites

vegetales, estos parámetros tienen una mejor aproximación y de acuerdo a la revisión bibliográfica la gran mayoría de parámetros consultados tienen un porcentaje de error alto.

De acuerdo con las constantes cinéticas y las energías de activación presentadas en la Tabla 20 se obtuvo la Figura 14 en la cual se puede observar el comportamiento de la conversión con respecto al tiempo en un reactor CSTR. Esta gráfica tiene un comportamiento exponencial, donde a un mayor tiempo de retención en el reactor CSTR se obtendrá una conversión mucho más alta. Se puede ver que a partir del minuto 10 se alcanza conversiones superiores al 85%. En esta figura se presentan diferentes conversiones en un rango de tiempo de 60 minutos, como muestra la figura durante los primeros minutos en los que ocurre la reacción se alcanza una conversión alta y a partir de los 12 minutos se logra una aproximadamente una conversión del 90%, además de esto después de los 30 minutos se alcanza una conversión del 93%. A partir de los 60 minutos se alcanzan conversiones de 94%. Esta figura corresponde a la cinética de transesterificación de aceites vegetales y solo tiene en cuenta únicamente a los triglicéridos mayoritarios, lo cual indica que no tiene en cuenta los isómeros presentes en el aceite o a las diferentes mezclas de glicéridos.

Figura 14.

Comportamiento de la conversión con respecto al tiempo

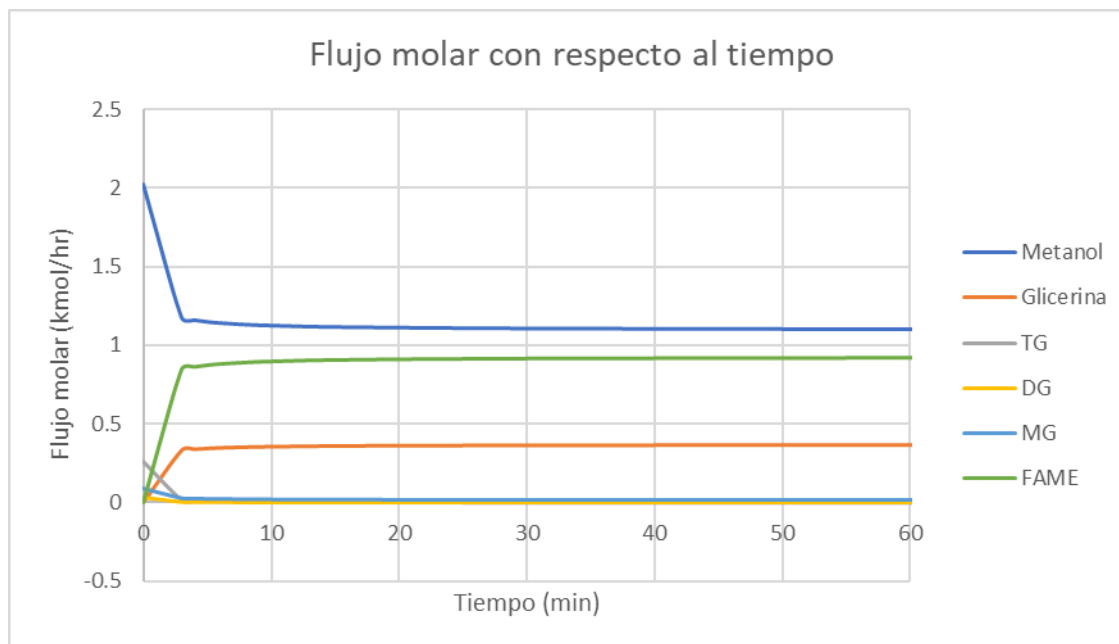


Nota. Esta tabla se generó en Aspen Plus V9 con los parámetros cinéticos mencionados anteriormente a una temperatura de 60°C, una presión de 1 atmósfera y en un reactor CSTR.

En la Figura 15 se representa el comportamiento que tienen de los diferentes flujos molares con respecto al tiempo. En esta figura los triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos se consumen casi en su totalidad durante los primeros minutos de reacción. Los esteres metílicos y la glicerina durante los primeros minutos alcanzan un flujo considerable para luego mantenerse constantes. Y por último el metanol al ser el reactivo en exceso no se consume en su totalidad y luego de los primeros minutos tiene un flujo molar constante, esto indica la necesidad de realizar una recuperación de este reactivo luego de la salida del reactor.

Figura 15.

Comportamiento del flujo molar con respecto al tiempo



Nota. Esta tabla se generó en Aspen Plus V9 con los parámetros cinéticos mencionados anteriormente a una temperatura de 60°C, una presión de 1 atmosfera y en un reactor CSTR.

Comparando la Figura 15 con la figura presentada por Sequeira en [88] se puede ver como el comportamiento del metanol, glicerina y los esteres metílicos similar permaneciendo constantes luego de los primeros minutos. Sequeira utiliza una base de cálculo de 6 moles de metanol por cada mol de triglicérido para su modelado matemático y una temperatura de 60°C. Alcantara en [85] presenta una figura la cual tiene un comportamiento similar a las figuras anteriormente comentadas, en este caso Alcantara en su artículo propone una condición de operación de 60°C, una relación alcohol:aceite de 6:1 y con un catalizador de NaOH.

3.4.7 Recuperación del metanol

Luego de la transesterificación se debe realizar una etapa de recuperación y recirculación de metanol, para esto se hace uso de una torre de separación. Se hace uso de este equipo para lograr la correcta separación del metanol luego de la transesterificación e intentar recuperar la mayor cantidad de metanol posible sin retirar ningún producto en esta separación. Esta etapa de proceso es necesaria ya que como se hace uso de una relación en exceso de metanol con respecto al aceite de 6:1, en la etapa de transesterificación el metanol no reacciona en su totalidad y es necesario recuperar este metanol que no reacciono para ser recircularlo al proceso o para su almacenaje. Para esto se hace uso de una torre de separación con diferentes etapas, esta columna cuenta con un hervidor que tiene como fin realizar un cambio de fase aumentando la fracción vaporizada de la mezcla y mediante las diferentes etapas separar las dos fases presentes en la mezcla.

En este tipo de torres de separacion son necesarios el uso de intercambiadores de calor para lograr el cambio de fases en la mezcla. Los intercambiadores de calor son dispositivos que facilitan el intercambio de calor entre dos fluidos que se encuentran a temperaturas diferentes y evitan al mismo tiempo que se mezclen entre sí . Los intercambiadores de calor en general son dispositivos o sistemas en los que el calor se transfiere de un fluido circulando a otro los fluidos pueden ser líquidos o gases; los intercambiadores cuentan con un proceso de la transferencia de calor mediante la convección en cada fluido y conducción a través de la pared que los separa [90].

Los intercambiadores de calor en el proceso mejoran la eficiencia calórica del proceso de combustión, mejorando la eficiencia calórica en un 50%, de 8 a 9 veces la energía necesaria del proceso de producción industrial de etanol para subproductos del café [16], este operación consta de intercambiadores de calor tubos coraza que tienen como objetivo recuperar el metanol usado luego de la reacción y realizar una purificación del glicerol luego de la etapa de neutralización.

3.4.8 Lavado

Generalmente, los ésteres de metilo son llevados a un proceso de lavado para separar todas las impurezas, en el caso de la catálisis homogénea básica el lavado se realiza con agua [91]. Para el proceso de lavado existen tres diferentes tipos de lavado a nivel de planta piloto, estos lavados son el lavado con burbujas, el lavado con niebla y el lavado por agitación [92]. El lavado se realiza a través de una placa perforada con agujeros de diámetros muy pequeños, interesa que se produzca una separación entre el agua y el metil ester, por lo que se debe dejar reposar para que se produzca

la separación de ambos líquidos [93]. En la mayoría de los casos para el diseño en una planta piloto se hace uso del método de lavado por agitación ya que este método consiste en realizar una mezcla del biodiesel con agua y se agita durante un tiempo determinado [92]. Debido a que el biodiesel tiene un menor peso específico es posible realizar esta separación, donde el biodiesel saldrá por la parte superior del tanque y en la parte inferior saldrá el agua con todas las impurezas presentes.

En la simulación para este proyecto se hará uso de una torre de lavado para realizar la separación entre el biodiesel y la fase acuosa. La etapa de lavado es una extracción líquido-líquido que tiene como objetivo retirar la glicerina, metanol, catalizador o cualquier tipo de impurezas que puedan estar presentes en la mezcla con el biodiesel, utilizando del 20 al 25% de agua con respecto al peso del biodiesel que se va a purificar [92]. Este lavado se realiza en dos o más etapas para retirar la mayor cantidad de impurezas contenidas en el biodiesel [54]. El agua gracias a su afinidad al metanol y a la glicerina hace posible retirar estas impurezas para que la purificación del biodiesel sea más fácil.

3.4.9 Purificación del biodiesel

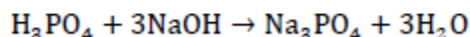
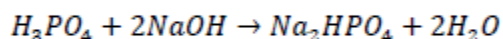
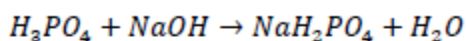
Luego del lavado se debe realizar la purificación del biodiesel, esta purificación se realiza para obtener un biodiesel con una máxima pureza y que cumpla con los parámetros descritos por la norma NTC 5444 es necesario el uso de una columna de separación. Esta columna de separación debe contar con tres corrientes de salida, estas corrientes de salidas son necesarias para retirar el agua y el aceite que no reacciono contenido en la corriente de entrada a la columna. Esta columna debe operar a altas temperaturas para hacer posible la separación de las impurezas presentes en el biodiesel. Los glicéridos al ser compuestos afines al biodiesel su separación se complica, para lograr la separación de estos compuestos es necesario temperaturas muy altas o presiones bajas para lograr la separación [54]. Esta columna tiene una salida por fondos que corresponde al aceite residual, como se presentó en la Figura 14 al operar con un tiempo de reacción de 1 hora se alcanza una conversión del 94% aproximadamente, esto quiere decir que el contenido de aceite residual en la corriente de entrada de la columna de separación es mínimo. Por otro lado, esta columna tiene dos salidas en las cimas, estas corrientes corresponden a la salida de agua residual y de biodiesel. En las cimas de la columna se encuentra un condensador parcial, el cual permite separar el agua del biodiesel, al operar de manera parcial la corriente de agua se encuentra en fase vapor y el biodiesel en fase líquida.

3.4.10 Neutralización

Se es necesario una etapa de neutralización del catalizador ya que aun presente en la mezcla acompañado de la glicerina esta neutralización se lleva a cabo con H_3PO_4 para obtener una sal disuelta de Na_3PO_4 y agua como se puede ver en la Figura 16, esta sal será retirada mediante un separador liquido-solido, esta reacción se llevará a cabo a una temperatura de 50-60°C y a presión atmosférica [66], la entrada de H_3PO_4 es de una relación molar de 3:1 con respecto a los moles presentes de NaOH en la mezcla [56]. Esta entrada de H_3PO_4 tiene una concentración de 85% y 15% de agua [56] se agrega a estas condiciones para neutralizar todo el catalizador presente. El H_3PO_4 y el Na_3PO_4 serán retirados en la separación liquido-solido como se mencionó anteriormente.

Figura 16.

Reacción de neutralización del catalizador de NaOH



Nota. Reacción de neutralización del catalizador de NaOH con H_3PO_4 . Tomado de: I. Mera López y Santos Izquierdo-Bueno, Diseño de una planta para la producción y purificación de biodiesel a partir de borra seca de café, Facultad de Ciencias, Universidad de Cádiz, Cádiz, España, 2015.

3.4.11 Purificación de la glicerina

Por último, luego de la neutralización y la separación liquido-solido se realiza una separación, que consiste en la purificación de la glicerina, para esto se hace uso una columna de separación. Esta columna tiene como fin aumentar la fracción vaporizada de la mezcla y separar la mayor cantidad de impurezas de la glicerina. La corriente obtenida en la cima de la columna corresponde principalmente a las impurezas presentes en la mezcla principalmente agua y metanol, en la corriente de los fondos corresponde a una mezcla de glicerina y agua. En esta etapa de purificación se puede variar la temperatura usada dependiendo del grado de pureza que se busque de glicerina, a mayor temperatura la pureza de la glicerina será mayor. Esta glicerina obtenida se puede comercializar como glicerina cruda o de grado industrial (80-85%) [65].

Aunque el estudio de la producción a gran escala de biodiesel a partir de la borra de café aún está en una etapa temprana. De acuerdo con la investigación realizada para la transesterificación de este aceite la información no es suficiente para procesos industriales y en muchas ocasiones se refleja en vacíos en el proceso. Gracias a las características similares del aceite extraído de la borra y los aceites vegetales, se demuestra que es posible la elaboración de biodiesel a partir de esta materia prima, apoyándose en los procesos convencionales de producción de biodiesel. Sin embargo, existen algunas diferencias en los parámetros del proceso por lo cual es necesario el cambio en sus pretratamientos, condiciones de operación, catalizadores y purificación, debido al origen de la materia prima. El proceso planteado en este proyecto obtuvo un biodiesel con una pureza alta y glicerina de grado industrial, logrando conversiones del 94% de en la etapa de transesterificación. El proceso de transesterificación de aceites para la obtención de biodiesel varía de acuerdo a la materia prima usada, el tipo de catalizador, el alcohol usado, el tipo de reactor, los parámetros cinéticos usados, la purificación del biodiesel, etc.

4. ANÁLISIS Y COSTOS

Para la elaboración de los cálculos de balance de materia en este proyecto se tuvieron en cuenta algunos de los balances de materia en el reactor realizado en [56]. Estos balances de materia fueron adaptados bajo las suposiciones y con los datos obtenidos de la composición del aceite de borra de café encontrados en la revisión bibliográfica. Como se comentó en el capítulo anterior en la sección 3.4.6 supuso para la simulación el uso de los tres principales triglicéridos presentes en los aceites vegetales y la composición de la triestearina sería sumada a la entrada de trioleina. La fracción másica de únicamente los triglicéridos en la corriente OIL corresponderá a 41.56% de tripalmitina, 39.07% de trilinoleina y 19.84% de trioleina, se supondrá estas mismas fracciones de entrada para sus correspondientes diglicéridos y monoglicéridos. No se realizará ningún proceso de pretratamiento o extracción de aceite lo cual indica que no se tendrán en cuenta los ácidos grasos libres presentes en el aceite de borra de café y se supondrá que todo el aceite contenido en la borra de café fue extraído en su totalidad. Como se mencionó en la sección 3.4.3 se tendría una entrada de borra de café seca de 16 470 toneladas anuales, lo que equivaldría a un flujo masico de 1 906.25 kg/hr y por ende el flujo másico de entrada de 266.87 kg/hr de aceite de borra de café. este flujo masico de aceite corresponde a una mezcla de triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos, estos glicéridos son los mencionados en la sección 3.4.6 y con los porcentajes masico presentados en la Tabla 5 y 6. Como se mencionó en la sección 3.4.6 en este proyecto se supondrá que la triestearina y la trioleina tienen un comportamiento en bloque durante la simulación, esta suposición se hace para lograr una convergencia. Los flujos de entrada especificados para la entrada al sistema se encuentran en el Anexo 1 y corresponde a los flujos llamados MEOH (flujo de entrada de metanol), NaOH (flujo de entrada de hidróxido de sodio) y OIL (flujo de entrada de aceite de borra de café).

Como sugerencias para trabajos posteriores se puede realizar una simulación del proceso total teniendo en cuenta los pretratamientos, la extracción del aceite y la etapa de esterificación. En la Figura 23 se encuentra el proceso hecho en el simulador y en el Anexo 1 se pueden encontrar los balances de materia correspondientes a cada una de las corrientes obtenidas en la simulación con Aspen Plus V9.

4.2 Análisis

Como se mencionó en la sección 3.4.4 en este proyecto se realizará una transesterificación homogénea básica con un catalizador de NaOH teniendo una concentración de 1% [68, 69, 47, 66] y una relación de alcohol/aceite de 6:1 [52, 67, 75, 69, 47]. De acuerdo a esto se tiene un flujo masico de entrada de NaOH (NAOH) de 2.66 kg/hr y un flujo masico de metanol (MEOH) de 64.69 kg/hr. Hay que mencionar que debido a que como se comentara más adelante en la sección 3.5.2 luego de la salida del reactor se encuentra una columna encargada de la separación y recirculación del metanol hacía el equipo MIX1, como muestra el Anexo 1 el flujo de la corriente MEOH es de 42.48 kg/hr y la corriente recirculada METREC es de 22.21 kg/hr, luego de los cálculos realizado por el simulador se alcanza un flujo masico aproximado al realizado en el balance de materia. Estos flujos entraran al primer mezclador (MIX1) como se muestra en la Figura 23, donde la corriente de salida del equipo MIX1 con un flujo masico de salida de 67.366 kg/hr entra al siguiente mezclador (MIX2) para ser mezclado con el aceite de borra de café antes entrar al reactor, obteniendo un flujo de entrada total al reactor de 334.24 kg/hr. Los triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos presentes en el aceite tienen una fracción másica a la entrada del reactor de 82.38 %, 6.01 % y 11.60 % [21].

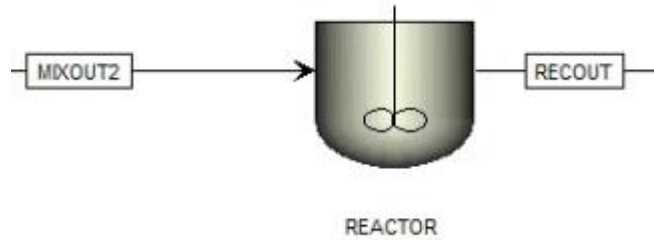
4.2.1 Reactor CSTR

El reactor dentro del simulador Aspen Plus V9 corresponde al equipo RCSTR, las variables que hay que especificar en este equipo son la presión, temperatura y el tiempo de residencia. El reactor CSTR para esta transesterificación operara a una temperatura de 60°C, una presión de 1 atmosfera y con un tiempo de residencia de 1 hora tal y como se explicó en la sección 3.4.6. El dimensionamiento del reactor para la transesterificación en la producción de biodiesel con catálisis homogénea básica en un reactor CSTR con un flujo masico de entrada total de 334.24 kg/hr y sabiendo que el tiempo de residencia (τ) en el reactor es de 1 hora se puede conocer fácilmente el volumen del reactor mediante la Ecuación 11.

$$\tau = \frac{\text{Volumen del reactor}(m^3)}{\text{Flujo volumetrico inicial}(m^3/hr)} \quad (11)$$

Figura 17.

Reactor CSTR



Nota. Reactor CSTR. Figura obtenida del simulador Aspen Plus V9.

Pero teniendo en cuenta los parámetros de diseño se supone un flujo mayor en la entrada del reactor para tener un sobredimensionamiento en el reactor por ende el flujo volumétrico inicial a la entrada del reactor CSTR es de $390.46 \text{ m}^3/\text{hr}$, este valor se obtiene al realizar la simulación en Aspen Plus V9. Algunos autores como Arbeláez en [92] proponen un sobredimensionamiento del reactor donde se supondrá que el líquido ocupará el 60% del volumen total del equipo, pero para este proyecto se utilizará un sobredimensionamiento del 20% para el dimensionamiento del reactor [94]. Luego de esto obtuvo la Tabla 21 donde se encuentran los parámetros de entrada, la carga calorífica neta y el volumen del reactor.

Tabla 21.

Valores del reactor CSTR en Aspen Plus V9

Nombre del equipo	REACTOR
Presión [atm]	1
Temperatura [°C]	60
Tiempo de residencia [min]	60
Carga calorífica [kW]	14.839
Volumen del reactor [l]	390.469
Volumen de la fase líquida [l]	390.469

Nota. Esta tabla muestra los datos del simulador Aspen Plus V9 para el reactor CSTR. Los valores especificados de acuerdo con la revisión bibliográfica fueron la presión, temperatura y el tiempo de residencia.

A pesar de que el simulador proporciona el volumen del reactor para el dimensionamiento del reactor aún hay que conocer el diámetro (D) y la altura del reactor (L). Teniendo en cuenta las correlaciones propuestas por Luyben en [95] se puede estimar el diámetro y la altura de dicho reactor.

$$Volumen = \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) * L \quad (12)$$

$$Volumen = \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) * (2D) \quad (13)$$

$$Volumen = \frac{\pi D^3}{2} \quad (14)$$

Las Ecuaciones 12 y 14 permiten conocer el diámetro del reactor y su altura, por otra parte [95] presenta las siguientes correlaciones para determinar el área de la chaqueta de calentamiento, haciendo uso de la ecuación 17. Ya que el reactor opera a una temperatura constante de 60°C es necesario el uso de un calentamiento externo, en algunos casos se suele usar un serpentín para dicho calentamiento.

$$\text{Área de la chaqueta} = \pi D L \quad (15)$$

$$\text{Área de la chaqueta} = \pi D * (2D) \quad (16)$$

$$\text{Área de la chaqueta} = 2\pi D^2 \quad (17)$$

Los valores obtenidos luego del uso de las anteriores ecuaciones son presentados en la Tabla 22, donde está presente el área de la chaqueta de calentamiento, el diámetro, la altura y el volumen del reactor. Estos valores fueron calculados con las ecuaciones 12 y 17.

Tabla 22.

Valores obtenidos en el diseño del reactor de transesterificación

Variable	Valor
Diámetro del reactor (m)	0.668
Altura del reactor (m)	1.336
Volumen del reactor (l)	468.562
Área de la chaqueta (m²)	2.805

Nota. La tabla presenta los valores básicos del diseño del reactor CSTR. Elaboración propia.

Este reactor CSTR que opera con un tiempo de retención de 1 hora alcanza una conversión aproximada de 94% obteniendo un flujo masico de salida de 334.24 kg/hr en la corriente RECOUNT, la composición mayoritaria de esta corresponde a esteres metílicos, metanol y glicerina con un flujo masico de 256.95 kg/hr, 35.23 kg/hr y 33.85 kg/hr respectivamente, esto indica que se tiene una producción de biodiesel alta y de glicerina aceptable luego de la transesterificación. En la salida de este reactor se obtiene un flujo masico de metanol de 35.23 kg/hr teniendo en cuenta que la entrada de metanol al reactor fue de 64.69 kg/hr se intuye que aproximadamente un poco más de la mitad del metanol reacciono con los lípidos presentes en la reacción. Este metanol que no reacciono debe ser retirado posteriormente para su recirculación. En el Anexo 2 se encuentra el dimensionamiento y los parámetros de diseño del reactor obtenidos por Aspen Plus V9 con el módulo APEA. La temperatura de diseño para este reactor es de 121.11°C ya que la temperatura de operación es de 60°C.

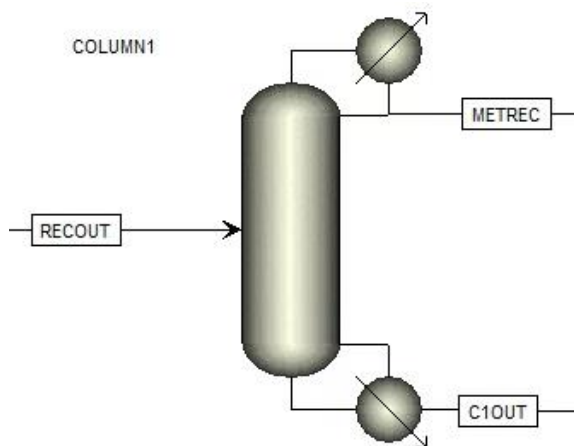
4.2.2 Columnas de separación

En Aspen Plus V9 las columnas de separación seleccionado para la simulación corresponde al equipo RadFrac. En el simulador Aspen las variables que hay que especificar para este tipo de columnas son la relación de reflujo, la tasa de destilado, el número de etapas de la columna, el plato de entrada de la corriente a la columna, la presión de operación de la etapa superior y la forma en la cual opera el condensador. En Figura 25 se muestran 3 columnas de separación, estas están ubicadas luego del reactor CSTR, de la columna de lavado y del separador de líquido-sólido. De acuerdo con la revisión bibliográfica estas columnas tienen de 5 a 6 etapas teóricas y una relación de reflujo de 2 [74, 66]. Al tener de 5 a 6 etapas teóricas el número de platos que se especifican en la simulación son 7 etapas reales [74]. Estas columnas de separación cuentan con un hervidor que se encarga del aumento de la temperatura en la columna y también cuenta con un condensador total o parcial en las cimas de cada columna que tiene como propósito la separación de fases de la corriente de salida en las cimas. Los datos obtenidos para cada columna luego de la simulación se muestran en la Tabla 23. Los datos del dimensionamiento realizado por Aspen con el módulo APEA para cada equipo que compone la columna de separación se encuentran en los Anexos 3,4,5,6 y 7, hay que recordar que la columna de separación se compone de los condensadores, los hervidores, las bombas centrifugas y la torre de platos.

La primera columna de separación (COLUMN1) tiene como objetivo recuperar la mayor cantidad de metanol luego de la transesterificación. Este equipo opera a una temperatura de 103.14°C en el hervidor, 64.48°C en el condensador y a 1 atmosfera, tiene una tasa de destilado de 22.21 kg/hr. La columna COLUMN1 tiene dos corrientes de salida, METREC que corresponde a la corriente de recuperación de metanol y la corriente C1OUT que corresponde a la corriente de productos luego de la transesterificación, como muestra la Figura 18. La corriente de cimras METREC tiene un flujo masico de metanol de 22.21 kg/hr y fracción másica aproximada de 99.9% de metanol, esta corriente puede tener trazas de glicerina. Aspen reporta un error relativo máximo de $-1.13 \cdot 10^6$ para la conversión de la corriente METREC. La corriente de fondos C1OUT tiene un flujo masico de metanol de 13.02 kg/hr, esto indica que no se logró recuperar el metanol en su totalidad luego del paso por la columna, ya que al aumentar las especificaciones de esta columna para obtener una recuperación de metanol mayor se puede llegar a separar pequeñas cantidades de glicerina y estas se recircularían al reactor afectando al equilibrio de la reacción debido al principio de Le Châtelier.

Figura 18.

Columna de separación (COLUMN1)



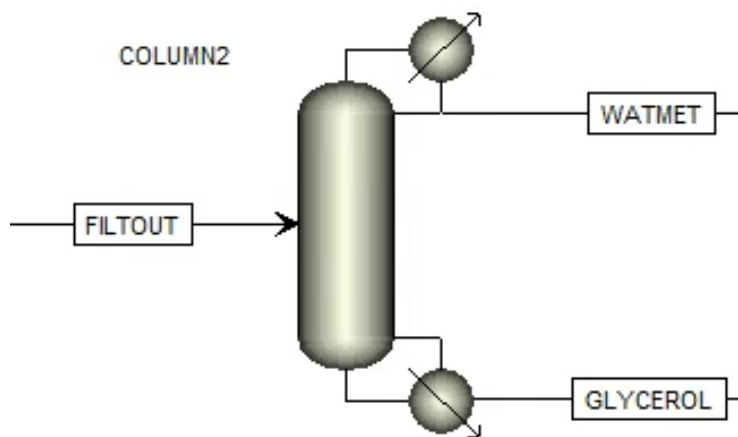
Nota. Columna de separación COLUMN1. Figura obtenida del simulador Aspen Plus V9.

La siguiente columna de separación (COLUMN2) tiene como fin la separación de la glicerina del agua y el metanol presentes en la corriente de entrada FILTOUT obteniendo un flujo de glicerina de grado crudo o industrial. Este separador opera a una temperatura de 103.60°C en el hervidor, 87.28°C en el condensador y una presión de 1 atmosfera, con una tasa de destilado de 75 kg/hr. El equipo COLUMN2 tiene dos corrientes de salidas como se muestra en la Figura 19, la corriente

de salida en cimbras WATMET que corresponde a una mezcla de agua, metanol e impurezas, y la corriente de salidas en fondos GLYCEROL que corresponde a la mezcla de agua y glicerina. La corriente de fondos GLYCEROL tiene un flujo masico de 33.85 kg/hr donde se tiene una fracción másica de 84.8% de glicerina y 15.2% de agua. Esto indica que se alcanzó el grado de pureza industrial para la glicerina. Esta glicerina al ser un co-producto se puede llegar a vender o usarse en otro tipo de proceso como el reformado de vapor. Para obtener una corriente de salida de glicerina más pura es necesario hacer uso de temperaturas más altas para lograr la separación, pero este aumento de temperatura puede llegar a ser costoso y en algunos casos poco rentable.

Figura 19.

Columna de separación (COLUMN2)



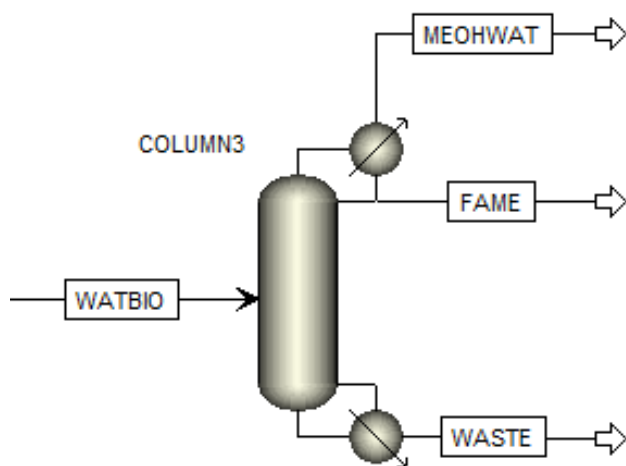
Nota. Columna de separación COLUMN2. Figura obtenida del simulador Aspen Plus V9.

Por último, la columna de separación (COLUMN3) tiene como fin la purificación de la corriente de biodiesel (WATBIO) luego del lavado con agua. Como se muestra en la Figura 20 esta columna cuenta con tres corrientes de salida, estas corrientes de salida corresponden a la salida de agua de residuo (MEOHWAT), la corriente de salida de biodiesel (FAME) y la corriente de salida de aceite residual (WASTE). En esta columna cuenta con un condensador parcial que tiene como fin separa las fases presentes, este condensador separa el agua de residuo y el biodiesel, de esta manera obtener una corriente en fase vapor y otra en fase líquida respectivamente. El separador opera a una temperatura en el hervidor de 359.72°C, una presión de 1 atmósfera y una tasa de destilado

de 250 kg/hr, teniendo como resultado una corriente de salida por fondos WASTE con un flujo masico de 13.31 kg/hr, esta corriente está compuesta únicamente por los triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos que no reaccionaron en la transesterificación, es necesario retirar estos para cumplir los requisitos dictados por la norma NTC 5444 y obtener un biodiesel con la mayor pureza posible.

Figura 20.

Columna de separación (COLUMN3)



Nota. Columna de separación COLUMN3. Figura obtenida del simulador Aspen Plus V9.

Por otro lado, en las cimas de la columna se encuentra el condensador parcial que opera a una temperatura de 304.65°C y una presión de 1 atmosfera, al ser un condensador parcial cuenta con dos corrientes de salida, la corriente en fase de vapor MEOHWAT y la corriente en fase líquida FAME. La corriente MEOHWAT tiene un flujo masico de 12.50 kg/hr y está compuesto principalmente de agua, biodiesel y trazas de metanol, la corriente FAME está constituida principalmente por Biodiesel con un flujo masico de 237.50 kg/hr y tiene un porcentaje masico de 18.1% de oleato de metilo, 39.5% de linoleato de metilo y 42.3% palmitato de metilo una corriente Esta separación tiene como objetivo cumplir con los requisitos propuestos según la norma NTC 5444 en la Tabla 7. El principal parámetro a tener en cuenta en la norma NTC 5444 es el contenido de agua ya que los otros parámetros a evaluar como los contenidos de triglicéridos o de glicerina luego de la simulación se encuentran como trazas en el biodiesel. El contenido de agua según la

NTC 5444 debe ser máximo de 500 mg/kg en el biodiesel. Luego de la simulación la corriente de salida FAME tiene 349.34 mg/kg de agua, lo cual indica que la corriente de biodiesel cuenta con los requisitos planteados por la NTC5444.

Tabla 23.

Valores columnas de separación en Aspen Plus V9

RadFrac			
Nombre	COLUMN1	COLUMN2	COLUMN3
Número de etapas	7	7	7
Presión en la etapa superior [atm]	1	1	1
Relación de reflujo especificada	2	2	2
Tasa de destilado especificado [kg/hr]	22.21	75	250
Tasa de fondos calculada [kmol/hr]	1.774	0.705	0.042
Tasa de ebullición calculada [kmol/hr]	2.310	11.908	5.426
Tasa de destilado calculada [kmol/hr]	0.693	3.846	0.938
Temperatura del condensador/etapa superior [°C]	64.481	87.289	304.651
Carga neta del condensador/etapa superior [kW]	-20.363	-131.094	-64.550
Tasa de reflujo del condensador/etapa superior [kmol/hr]	1.386	7.693	1.798
Temperatura del hervidor [atm]	1	1	1
Temperatura del hervidor [°C]	103.146	103.600	359.720
Carga neta del hervidor [kW]	29.886	135.542	112.122

Nota. Esta tabla muestra los datos obtenidos en el simulador Aspen Plus V9. Los valores que se especificaron fueron el número de etapas de cada columna, la presión de operación en la etapa superior, la tasa de destilado y la relación de reflujo.

Como muestra la Tabla 23 la columna de separación COLUMN3 es la columna que opera a una mayor temperatura en comparación con las otras columnas, Como se presenta en el Anexo 7 las torres tienen el mismo diámetro y la misma altura que corresponde a 0.45 m y 8.53 m respectivamente, además de esto el espacio de separación de cada plato de 0.60 m es el mismo para cada torre.

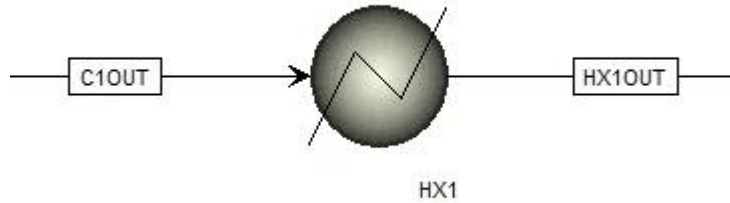
4.2.3 Intercambiador de calor

El intercambiador de calor utilizado es un equipo de método corto, el cual tiene el nombre de Heater. En este equipo las variables que deben ser especificadas son la presión y la temperatura, aunque también se puede especificar la fracción vaporizada. En algunas ocasiones se debe especificar el tipo de utility, para este caso se hace de aire como utility. Como se puede ver en la

Figura 25 la corriente de salida de la primera columna de separación (C1OUT) entra al primer intercambiador de calor (HX1), este equipo tiene como propósito disminuir la temperatura de la corriente (C1OUT), esta corriente de salida de la columna tiene una temperatura de 103.65°C y el principal objetivo de este intercambiador es disminuir la temperatura de esta corriente hasta 60°C [66, 74]. Este intercambiador de calor hace uso de aire como servicio auxiliar para lograr esta reducción de temperatura. El simulador proporciona la carga neta y el servicio auxiliar para el este equipo, mostrado en la Tabla 23.

Figura 21.

Intercambiador de calor (HX1)



Nota. Intercambiador de calor HX1. Figura obtenida del simulador Aspen Plus V9.

Tabla 24.

Valores del intercambiador de calor en Aspen Plus V9

Intercambiador de calor	
Nombre del equipo	HX1
Presión [atm]	1
Temperatura calculada [°C]	60
Fracción vaporizada calculada	0
Carga neta [kW]	-9.630
Utility usada [kg/hr]	6938.419

Nota. Esta tabla muestra los datos obtenidos en el simulador Aspen Plus V9. Los valores especificados en este equipo fue la temperatura y la presión de operación.

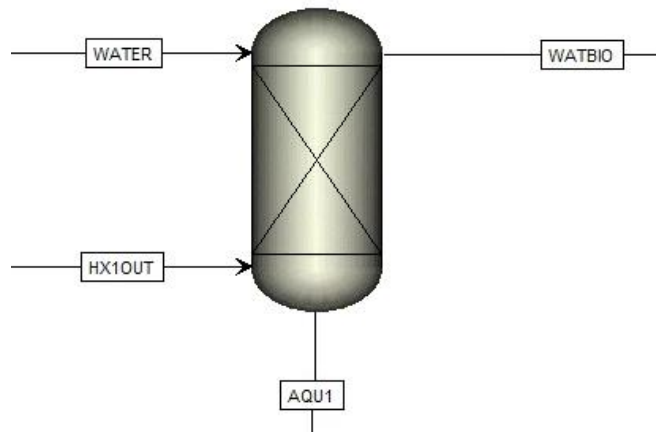
En el Anexo 3 se presenta el dimensionamiento de este intercambiador de calor, el cual tiene un área de intercambio de calor de 4.40 m², una temperatura de diseño del tubo y de la coraza de 130.92°C.

4.2.4 Lavado

Luego de la etapa de recuperación de metanol hay que separar el biodiesel de la glicerina esto se lleva a cabo con un lavado en el equipo WASHCOL. En Aspen Plus V9 este equipo de lavado es llamado Extract, las variables que se deben especificar son el número de etapas, la presión de operación y los componentes clave para las fases liquidas. El flujo masico total de la corriente (HX1OUT) es de 312.03 kg/hr con un flujo de entrada de esteres meríticos de 256.95 kg/hr. Este lavado cuenta con 6 etapas [66, 74], opera a una presión de 1 atm, y los componentes clave para la primera y segunda fase liquida son glicerina y los esteres metílicos respectivamente. Este lavado se realiza con agua, esta agua entra por la corriente WATER que tiene un flujo de entrada de 64.23 kg/hr con una temperatura de 25°C, este flujo de entrada de agua corresponde al 25% de esteres metílicos que entran al equipo.

Figura 22.

Columna de lavado (WASHCOL)



Nota. Columna de lavado WASHCOL. Figura obtenida del simulador Aspen Plus V9.

Como las corrientes de entrada del equipo tienen diferentes temperaturas se produce un intercambio térmico y se tienen dos temperaturas en la etapa superior e inferior que son de 50.61°C y 73.07°C respectivamente. Ese aumento de temperatura en la etapa inferior se debe al calor de disolución que se presenta entre la mezcla al entrar en contacto con el agua. El equipo WASHCOL cuenta con dos corrientes de salida como se muestra en la Figura 22, el número de etapas es fundamental para la separación. Las corrientes de salidas corresponden a la salida de biodiesel (WATBIO) y la corriente de glicerina con catalizador (AQU1), esta corriente de glicerina debe

tener una purificación ya que se debe retirar el catalizador en el reactor NEUTR por medio de una reacción de neutralización. La corriente de WATBIO luego de la salida del lavado debe ser purificada para obtener un biodiesel lo más puro posible mediante una columna de separación. En el Anexo 7 se encuentra el dimensionamiento de este equipo, el cual tiene una altura de 7.31 m, un diámetro de 0.45 m y tiene una temperatura de diseño de 121.11°C. Esta torre tiene una altura menor en comparación con las torres de la sección 4.1.2 y esto se debe al número de platos.

Tabla 25.

Valores de la columna de lavado en Aspen Plus V9

Extract	
Nombre del equipo	WASHCOL
Número de etapas	6
Temperatura de la etapa superior [°C]	50.618
Primer flujo de líquido de la etapa superior [kmol/hr]	3.577
Segundo flujo de líquido de la etapa superior [kmol/hr]	0.980
Temperatura de la etapa inferior [°C]	73.076
Primer flujo de líquido de la etapa inferior [kmol/hr]	4.360
Segundo flujo de líquido de la etapa inferior [kmol/hr]	1.037

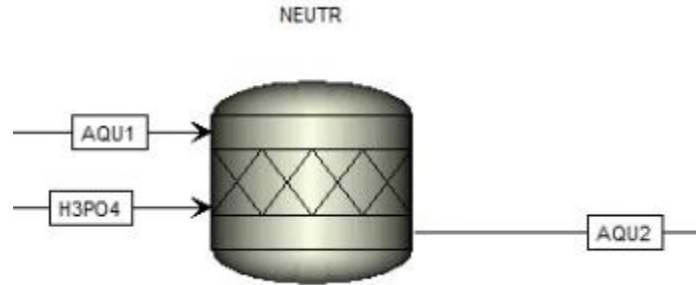
Nota. Esta tabla muestra los datos obtenidos en el simulador Aspen Plus V9. El número de etapas fueron especificadas en esta columna de lavado.

4.2.5 Neutralizador

El reactor de neutralización para la simulación en Aspen Plus se hace uso del reactor Rstoic el cual es un reactor estequiométrico o reactor de conversión especificado. En este reactor se debe especificar la temperatura y presión de operación, además de esto se debe especificar la estequiometría de la reacción a usar y la conversión que se desea alcanzar, en este caso sería la presente en la Figura 16 y una conversión del 100%. Como aún se encuentra presente el catalizador de NaOH en la corriente de salida (AQU1) luego del lavado, este catalizador hay que retirarlo mediante una reacción de neutralización con H₃PO₄. El ácido fosfórico reaccionara con el hidróxido de sodio formando fosfato trisódico (Na₃PO₄) y agua que posteriormente se separara de la mezcla. En la simulación esta reacción se lleva a cabo en un reactor estequiométrico ya que en este proyecto no se enfoca en la neutralización del catalizador.

Figura 23.

Neutralizador (NEUTR)



Nota. Reactor de neutralización NEUTR. Figura obtenida del simulador Aspen Plus V9.

Este reactor (NEUTR) opera a una presión de 1 atmósfera y una temperatura de 60°C [66, 74]. La corriente de entrada a este reactor (H₃PO₄) es una disolución de H₃PO₄ y agua con una fracción másica de 85% y 15% respectivamente, esta corriente de entrada tiene un flujo masico de 23.05 kg/hr. En la Tabla 26 se muestran los datos obtenidos por el simulador y cabe resaltar que este equipo tiene una carga neta de -5.914kW.

Tabla 26.

Valores del reactor de neutralización en Aspen Plus V9

RStoic	
Nombre del equipo	NEUTR
Presión [atm]	1
Temperatura [°C]	60
Carga neta [kW]	-5.914
Fracción de vapor calculada	0
Primer liquido / total liquido	1

Nota. Esta tabla muestra los datos obtenidos en el simulador Aspen Plus V9. Las variables especificadas fueron la presión y la temperatura de operación.

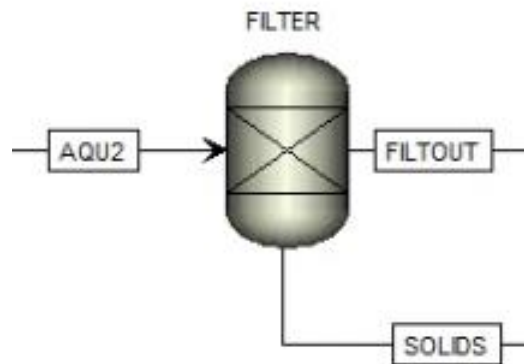
En el Anexo 2 se encuentra el dimensionamiento de este reactor por parte de Aspen. Este reactor en la simulación corresponde a un reactor estequiométrico, se hace uso de este tipo de reactor pues para este proyecto no se hará un estudio a profundidad sobre este reactor de neutralización. Este reactor tiene un volumen de 133.44 litros, un diámetro de 0.30 m, una altura de 1.82 m y tiene una temperatura de diseño de 121.11°C.

4.2.6 Separador

Por último, luego de la neutralización del catalizador hay que separar los productos obtenidos en el reactor NEUTR, para esto se hace uso de un separador de sólidos (FILTER) ya que el Na_3PO_4 en la corriente de salida del reactor (AQU2) está en estado sólido y mediante este separador que opera a una presión de 1 atmósfera separa los sólidos contenidos en la corriente de salida del reactor y de esta manera se proceda a la purificación de la glicerina. En el simulador Aspen Plus V9 este separador tiene el nombre de Sep, las variables que se deben especificar son la presión de operación y los componentes que se desean separar. En este caso los componentes que se deben separar son el NaOH , Na_3PO_4 y H_3PO_4 . Como muestra la Figura 24 este equipo cuenta con dos corrientes de salida. La corriente de salida SOLIDS corresponde a la corriente con un flujo masico de 21.06 kg/hr la cual contiene Na_3PO_4 y H_3PO_4 , esta corriente contiene en su mayoría H_3PO_4 con un porcentaje masico de 82.7 % ya que en el reactor de neutralización el H_3PO_4 es el reactivo en exceso, este H_3PO_4 puede ser separado del Na_3PO_4 y de esta manera ser recirculado.

Figura 24.

Separador (FILTER)



Nota. Separador FILTER. Figura obtenida del simulador Aspen Plus V9.

La Tabla 27 presenta la carga calorífica del equipo el cual es 0.016 kW, además en el Anexo 8 se muestra el dimensionamiento realizado por el simulador. Aspen dimensiona este equipo como una vasija vertical, el cual tiene un volumen de líquido de 2 401.93 litros, un diámetro de 0.91 m, una altura de 3.65 m, con una presión manométrica de diseño de 1.03 bar y una temperatura de diseño de 121.11°C.

Tabla 27.

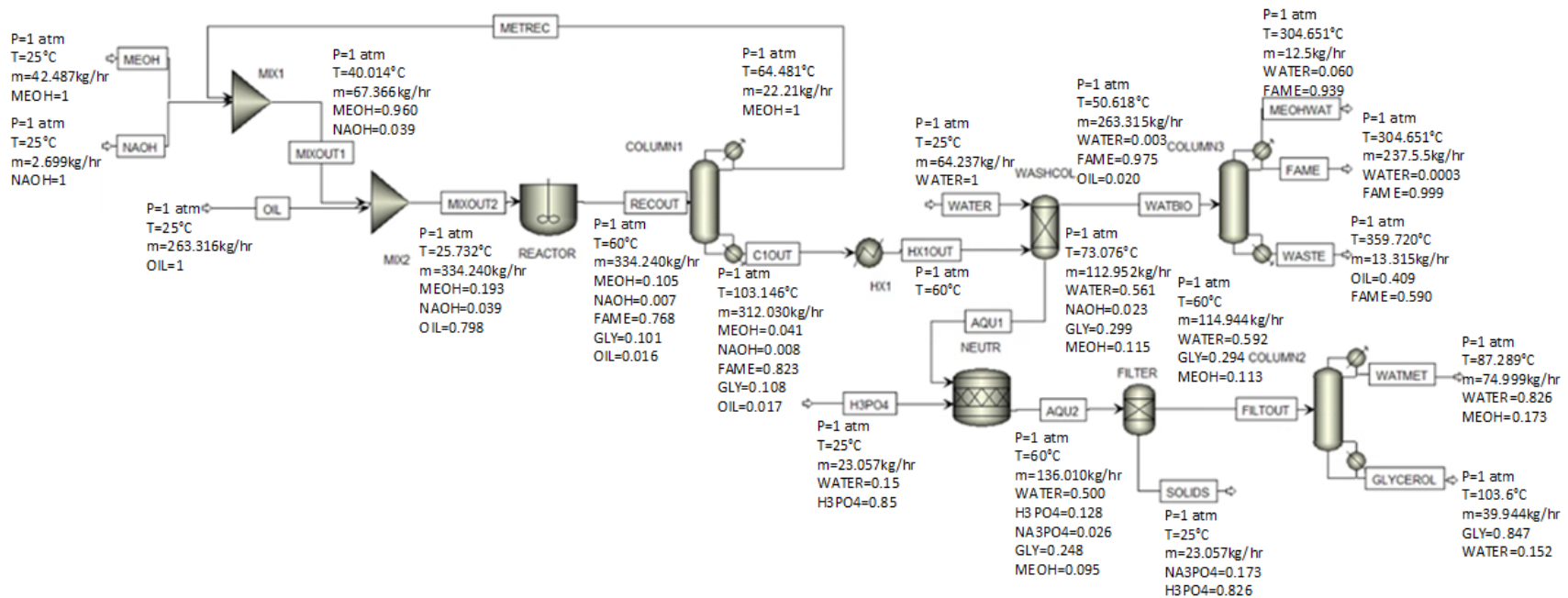
Valores del separador en Aspen Plus V9

Sep	
Nombre del equipo	FILTER
Presión de flash de entrada [atm]	1
Carga calorífica [kW]	0.016

Nota. Esta tabla muestra los datos obtenidos en el simulador Aspen Plus V9. La presión de operación fue la variable especificada.

Figura 25.

Diagrama de flujo de proceso para el proceso de obtención de biodiesel a partir de borra de café



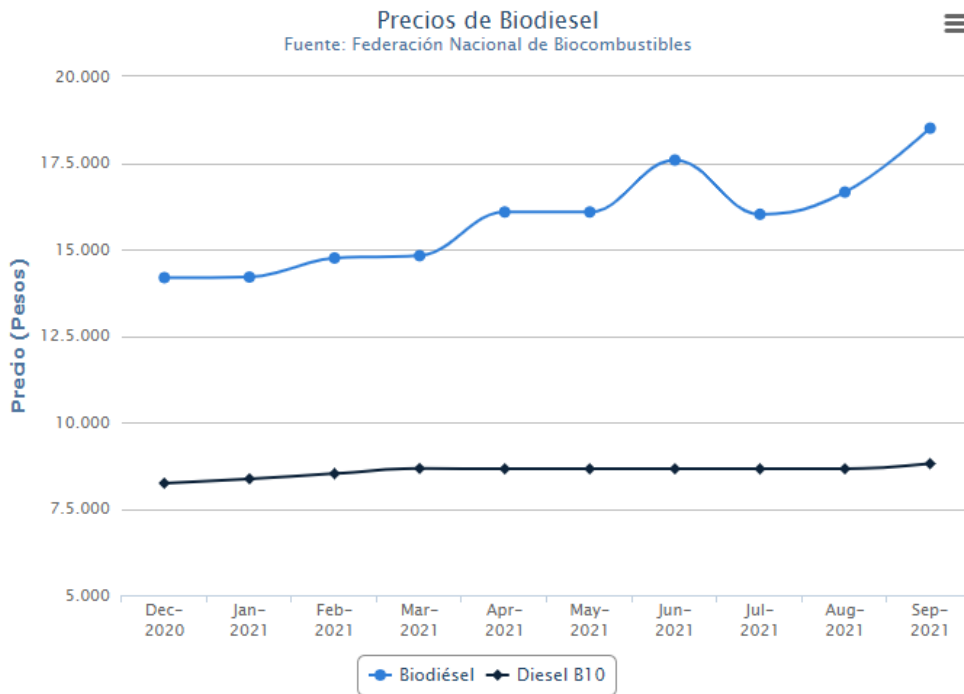
Nota. Este diagrama de flujo muestra la presión, corriente, flujo masico y fracción másica de cada una de las corrientes. Donde P es la presión, T es la temperatura de la corriente, m es el flujo masico, MEOH fracción másica de metanol, NAOH fracción másica de hidróxido de sodio, OIL fracción másica del aceite de borra de café, FAME fracción másica de los esteres metílicos, WATER fracción másica del agua, GLY fracción másica de la glicerina. Este diagrama fue obtenido en el software de simulación Aspen Plus V9.

4.3 Costos

En los últimos años el estudio y la implementación de procesos para la obtención de biocombustibles se ha incrementado, no solo el estudio de estos biocombustibles ha aumentado sino también el estudio del aprovechamiento de residuos industriales como materia prima para la obtención de diversos productos. El biodiesel es uno de los combustibles renovables más llamativos para su estudio, esto es debido al aprovechamiento de diversos desechos o residuos como lo son el aceite usado, las grasas de origen animal, residuos industriales que contengan lípidos como la borra de café.

Figura 26.

Gráfico del precio de biodiesel en Colombia en el 2021



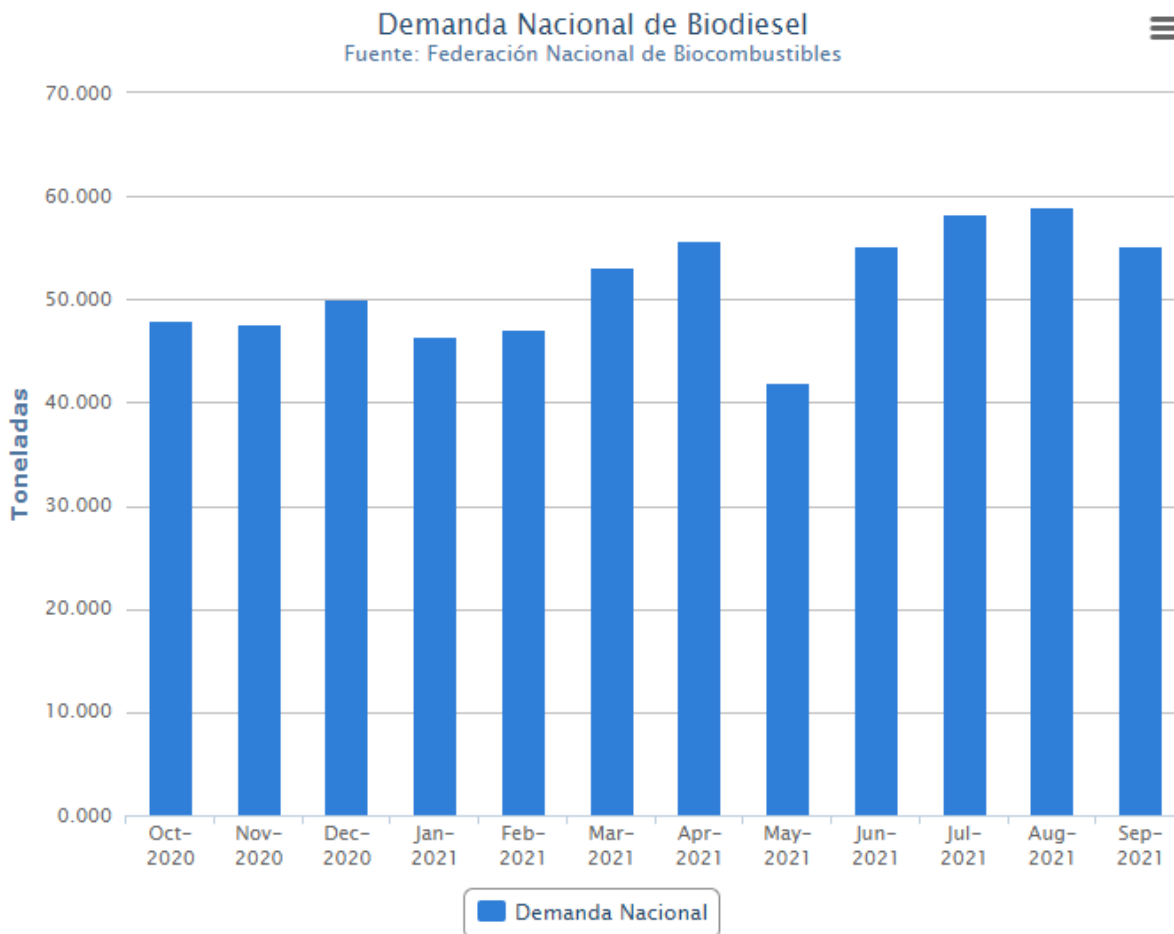
Nota. Esta grafica presenta el precio del biodiesel en comparación al Diesel B10. Tomado de: Fedecombustibles, “Precios del Biodiesel”, fedebiocombustibles.com, 2021. [En línea]. Disponible: <https://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-precios-titulo-Biodiesel.htm>

Tal como se muestra en la Figura 26 de acuerdo con a la Federación de biocombustibles de Colombia el precio por galón de biodiesel para el cierre del mes de septiembre del año 2021 es aproximadamente de \$18 503.29 COP siendo este valor el más alto a lo largo del año. El costo del biodiesel en el mercado colombiano es más del doble del precio del Diesel B10 como se puede ver

en la Figura 26. El Diesel B10 corresponde a una mezcla de 10% de biodiesel y 90% de gasóleo derivado del petróleo en su composición [96]. El alto costo del Biodiesel se debe a que muchas veces la materia prima utilizada para la obtención de biodiesel es usada en las industrias alimentarias. Gracias al panorama actual donde la búsqueda y el uso de combustibles renovables para disminuir el consumo de combustibles fósiles, ha hecho que en muchos casos se haga el cambio a las mezclas de biodiesel.

Figura 27.

Gráfico de la demanda de biodiesel nacional en Colombia en el 2021



Nota. La demanda que se muestra en la figura corresponde a las importaciones y la producción nacional. Tomado de: Fedecombustibles, “Demanda Nacional de Biodiesel”, fedebicombustibles.com, 2021. [En línea]. Disponible: <https://www.fedebicombustibles.com/estadistica-produccion-titulo-Biodiesel.htm>

Como se mostró anteriormente la producción de biodiesel en este proyecto es de 237.50 kg/hr es decir aproximadamente de 62.74 galones estadounidenses cada hora, esto equivale a 542 076.84 galones anuales de biodiesel. Teniendo en cuenta los precios actuales del galón de biodiesel en Colombia cada año se obtendrá un ingreso aproximado por el biodiesel obtenido de \$10 030'204 972.8 COP, hay que tener en cuenta que este valor cambiará a lo largo del año como se muestra en la Figura 26 el precio del biodiesel tiende a variar a lo largo del año.

Como muestra la Figura 20 según Fedebiocombustibles se estima que para el mes de septiembre del 2021 la demanda nacional en Colombia de biodiesel es de 55 232 toneladas, la demanda de biodiesel tiende a variar a lo largo del año, pero se mantiene en el rango de 40 000 y 60 000 toneladas cada mes. De acuerdo con lo obtenido luego de la simulación se tiene un flujo masico de biodiesel de 237.50 kg/hr y esto se traduce a tener 171 toneladas cada mes o 2 052 toneladas anuales de biodiesel, esto se puede considerar poco teniendo en cuenta la demanda actual de biodiesel, pero al como este biodiesel es obtenido a partir de un residuo que muchas veces termina en los rellenos sanitarios y esto contribuye al daño ambiental que actualmente el planeta está pasando.

Este proceso de obtención de biodiesel está planteado para contribuir al cambio que últimamente se está llevando a lo largo del mundo, con mira a complementar procesos de producción y dirigiendo a las industrias actuales hacia la economía circular y de esta manera obtener recursos y combustibles de fuentes alternas con miras a un futuro menos contaminado. El proceso de producción de biodiesel a partir del aceite de borra demuestra un alto valor agregado en el mercado de biocombustibles para Colombia, presentando un crecimiento constante.

4.3.1 Coste de equipos

Para este proyecto se pretende hacer una aproximación al costo de los equipos usados en el proceso anteriormente descrito, para esto no se tendrá en cuenta el cálculo de diseño ni costo de los mezcladores y los tanques de almacenamiento. Para la aproximación del costo de los equipos se usa el análisis financiero del simulador ASPEN Plus V9 y del programa basado en MS-Excel CAPCOST para la estimación del costo de equipos [97]. El simulador Aspen hace uso para el coste de los equipos por medio de su modulo Aspen process economic analyzer (APEA) esta herramienta usa los datos recopilados de empresas de ingeniería Adquisiciones y construcción

(EPC) y fabricantes de quipos [98], este módulo es basado en las correlaciones de costos en Seider et al. 2009 [97]. El módulo APEA tiene como referencia Aspen IPE (Icarus Process Evaluator) que es una herramienta permite realizar una evaluación económica de procesos que estima el costo capital y de operación [99]. El módulo APEA además de hacer el cálculo del costo de cada uno de los equipos también realiza el dimensionamiento básico de los equipos, estima el capital de inversión y algunos costos de operación [99]. Con base en el dimensionamiento realizado por Aspen también se realizará el costeo de los equipos con el software CAPCOST, este software estima los costes fijos de un proceso, introduciendo la capacidad, presión, temperatura de operación, área de intercambio, materiales de construcción y otros parámetros [100]. CAPCOST es una macro de Microsoft Excel habilitada que permite el cálculo del costo de equipos, este programa fue desarrollado para su uso con el libro de texto de Turton *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes* quinta edición, este programa es fácil de usar y toma todos los cálculos presentes en los capítulos 7-10 y el apéndice A del libro [101].

Para el análisis del costo de los quipos hay que tener en cuenta el CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) del simulador Aspen ya que la versión 9 de este software corresponde a del año 2016 y en este año se reportó un CEPCI de 541.7 [102], para este proyecto se hace uso del CEPCI del año 2019 el cual reporto un valor de 607.5 [103]. Para realizar el ajuste con respecto al CEPCI del año 2019 de hace uso de la relación conocida como factor costo-capacidad [99]:

$$\frac{C_a}{C_b} = \left(\frac{A_a}{A_b}\right)^n \quad (18)$$

Donde en la Ecuación 18 corresponde al parámetro a comparar en este caso el CEPCI de cada año, C el costo del equipo, n es el exponente del costo y los subíndices a y b son el precio a calcular y el equipo con el precio conocido respectivamente, en el caso de no disponer del valor n para el equipo existe la heurística conocida en inglés como *the six tenths rule* en el cual se asigna a n un valor de 0.6 [99].

La Tabla 28 muestra el costo de los equipos descritos anteriormente y el nombre de estos equipos corresponde a los presentados en la Figura 25. Los costos de cada equipo son en dólares estadounidenses (USD), en este caso solo se muestran los costos de los equipos y no su costo instalado, además por parte de CAPCOST se usa el costo del equipo (equipment cost). Hay que

tener en cuenta que en Aspen Plus el costo total de las columnas de separación corresponde a la sumatoria de la torre, condensador, bomba y hervidor. Por otro lado, en CAPCOST es necesario especificar los materiales de construcción de cada equipo, se toma como base el trabajo de Agudo en [104] para los materiales de construcción de los equipos para el costeo con CAPCOST. Estos materiales de construcción son en su mayoría acero al carbono, exceptuando los hervidores, la torre de lavado y el separador, estos equipos son de acero inoxidable, este cambio de materiales conlleva a un aumento del precio de los equipos.

Tabla 28.

Costos de los equipos

Nombre del equipo	Aspen [USD]	CAPCOST [USD]
MIX1	\$0	\$0
MIX2	\$0	\$0
REACTOR	\$51 311	\$12 426
NEUTR	\$30 422	\$6 374
COLUMN1	\$70 914	\$58 927
COLUMN2	\$76 163	\$77 791
COLUMN3	\$76 056	\$101 315
FILTER	\$16 497	\$21 960
WASHCOL	\$24 638	\$42 205
HX1	\$10 391	\$4 638
Total	\$356 390	\$325 636

Nota. Esta tabla corresponde al costo de los equipos descritos en el proceso de transesterificación de aceite de borra de café con un reactor que opera con un tiempo de residencia de 60 minutos y presión de 1 atmósfera. Los costos de los equipos están en dólares estadounidenses y adaptados al CEPCI del año 2019.

La Tabla 28 muestra los costos de cada equipo obtenidos por Aspen Plus V9 con su módulo APEA y por CAPCOST. Los primeros equipos a tener en cuenta en esta comparación de costos son los reactores, ya que al hacer una comparación entre el costo reportados por Aspen y CAPCOST la diferencia de precios es alta, esto se debe a que para hacer el costeo en CAPCOST se necesita especificar únicamente el tipo de reactor y el volumen del reactor, esto con lleva a que no se tengan en cuenta otras características como la temperatura de operación y el material de construcción que afectan significativamente al proceso. Por otra parte, como lo demuestra Bonilla en [97] los precios obtenidos por CAPCOST siempre son menores a los precios de Aspen. Como también se puede observar en la Tabla 28 destaca el costo de las columnas de separación por parte de Aspen, estos

costos son muy similares en comparación con los costos de CAPCOST que varían mucho por cada columna, esto se debe a que el cálculo en CAPCOST se realiza por cada parte del equipo y se tiene en cuenta el área de intercambio de calor en los condensadores y hervidores, el material de construcción de cada parte del equipo, el número de platos y las bombas. Los costos de la torre de lavado y el separador destacan por su precio, ya que el precio obtenido por CAPCOST es superior al obtenido en Aspen, esto se debe al material de construcción, pues en CAPCOST es necesario especificar que el material de construcción, para el caso de esta torre y el separador se elige acero inoxidable como su material de construcción, esto aumenta el costo considerablemente en comparación con Aspen, se elige este material de construcción para evitar problemas por parte de la corrosión debido al flujo de agua constante de agua en la torre y de Na_3PO_4 con agua en el separador.

Los equipos que presentan un mayor costo por parte del módulo APEA son las columnas de separación. Comparando los dos costos totales de los equipos se tiene una diferencia de \$30 754 lo cual equivaldría a una diferencia aproximada de 9.44%, esto quiere decir que para un costeo preliminar de equipos CAPCOST es una alternativa aceptable para obtener los costos de los diferentes equipos usados en el proceso.

Al hacer una comparación en los costos de los equipos obtenidos en este proyecto con otros, es necesario tener en cuenta todas las diferencias que se pueden llegar a tener son la materia prima, la capacidad de operación, las condiciones de operación, los catalizadores, los equipos usados, etc. La Tabla 29 presenta los datos obtenidos por Kookos en [105] donde se obtienen los ingresos totales de la producción de biodiesel, el proceso descrito por Kookos corresponde un proceso transesterificación de catálisis alcalina del aceite extraído de borra de café usando metanol e hidróxido de sodio.

Adaptando los datos de Kookos al CEPCI del año 2019 se obtienen los costos totales de los equipos de 3.392 M\$, con una capacidad de producción de 1 000 ton/año de biodiesel se obtiene 3.392 k\$/ton anuales. Para este proyecto se tiene una capacidad de producción de biodiesel de 2 052 ton/año, a partir de los datos de la Tabla 28, por parte de Aspen se tiene un 0.173 k\$/ton anuales y por CAPCOST 0.158 k\$/ton anuales.

Tabla 29.*Ingresos de biodiésel de 1 000 ton/año a partir de borra de café*

Producto	Producción	Precio unitario	Total (k\$/año)
Biodiesel	1000 ton/año	800 \$/ton	800.6
Glicerina	103.5 ton/año	300 \$/ton	31.1
Electricidad	10.5 10 ⁶ kWh/año	0.06 \$/kWh	630.0
Ingresos totales (M\$/año) R=			1.461

Nota. Ingresos de la producción de biodiesel a partir de borra de café con una capacidad de producción de 1000 toneladas anuales de biodiesel. Adaptado de: I. K. Kookos, "Technoeconomic and environmental assessment of a process for biodiesel production from spent coffee ground (SCGs)", *Resources, Conservation & Recycling* 134, no. 134, pp. 156-164, jul, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2018.02.002>.

De acuerdo con los datos de Kooskos y los obtenidos por Aspen Plus con un CEPCI de 607.5 del año 2019, con 3.392 y 0.173 k\$/ton anuales respectivamente. Aunque los procesos de producción son diferentes, se puede ver como a una mayor capacidad de producción el costo por unidad de producción del total de los equipos es mucho menor. Lo que quiere decir que a mayor producción el costo total de los equipos es menor. Los costos de capital iniciales de una planta de producción de biodiesel aumentan a medida que la capacidad de la planta aumenta [106].

Como se mencionó en la sección 3.2 existe otro proceso además de la transesterificación convencional para la obtención de biodiesel. De acuerdo con los indicadores tecno-económicos reportados por Abo El-Enin en [107] comparando los costos de los equipos del método convencional son cuatro veces más económicos con respecto al in-situ, aunque los costos anuales de producción son aproximadamente 24% más costosos en el proceso convencional. Por otra parte, como lo muestra Gebremariam en [108] los costos de producción no necesariamente cambian por el tamaño de producción sino también por la tecnología usada en la producción, como el catalizador a usar, el tipo de proceso y las condiciones de operación.

4.3.2 Alternativas al proceso

En la transesterificación existen muchos factores que pueden variar y afectan directamente al proceso uno de estos factores es el tiempo de retención, como este es un proceso continuo el tamaño del reactor y su tiempo de retención son fundamentales para alcanzar una conversión de producto alta en la reacción. Los triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos que no reaccionan en

la transesterificación, durante las etapas posteriores del proceso representarían un problema debido a la dificultad de separación. En los trabajos de Leevijit y Wong en [68] y en [67] respectivamente proponen diferentes alternativas en los procesos de transesterificación para aceites vegetales, los cuales varían la concentración del catalizador, la relación de alcohol/aceite, la temperatura y los tiempos de retención en el reactor. En [68] evalúa diferentes tiempos de residencia, enfocándose solamente en tiempos de reacción de 3, 6, 9 y 12 minutos. Como se muestra en la Figura 14 el tiempo de reacción es fundamental para alcanzar conversiones altas, en los primeros minutos la conversión es muy baja, a partir del minuto 12 se alcanzan conversiones superiores al 90%. Teniendo en cuenta esto se propone una variación al proceso anteriormente descrito donde el tiempo de retención en el reactor CSTR será de 12 minutos. En algunas bibliografías se plantea un diseño similar, pero con algunos cambios con respecto a la presión de operación de algunos equipos. La columna de separación COLUMN3 es la columna que opera a temperaturas más elevadas y estas temperaturas corresponden a un significativo aumento de costos para los equipos y en cuestiones energéticas, al operar a temperaturas bajas como 0.1 bar [66, 74] se puede llegar a reducir considerablemente la temperatura de operación de este equipo [54].

Tabla 30.

Comparación las dimensiones del reactor de transesterificación en los escenarios propuestos

Tiempo de residencia	60 minutos	12 minutos
Volumen del reactor [l]	468.565	89.149
Diámetro del reactor [m]	0.668	0.384
Altura del reactor [m]	1.336	0.768
Presión manométrica de diseño [barg]	1.034	1.034
Temperatura de diseño [°C]	121.111	121.111

Nota. Esta tabla muestra el dimensionamiento obtenido por Aspen Plus V9 de los reactores en los dos primeros escenarios propuestos, el primer escenario corresponde al proceso de transesterificación de aceite de borra de café con un reactor que opera con un tiempo de residencia de 60 minutos y presión de 1 atmosfera, el otro escenario corresponde a un reactor que opera a un tiempo de residencia de 12 minutos.

En un escenario donde se usa como base el proceso de transesterificación propuesto en este proyecto, pero variando el tiempo de residencia en el reactor de 12 minutos, este cambio en el tiempo de residencia significa que se tendrá un reactor con un volumen menor en comparación con

el reactor que opera a 60 minutos. Como muestra la Tabla 30 el reactor que opera a 12 minutos y con una conversión de 90% aproximadamente, este tendrá un volumen de 89.14 litros, con unas dimensiones de 0.76 m de alto y un diámetro de 0.38 m. Estos reactores operan a la misma temperatura 60°C y la temperatura de diseño para ambos es 121.11°C.

Por otro lado, al plantear 2 escenarios alternativos donde la columna de purificación de biodiesel opera a una presión de 0.1 bar, para los reactores de 60 minutos y de 12 minutos se obtiene un dimensionamiento de las columnas diferentes para cada escenario. Los equipos que componen la columna de separación COLUMN3 que tuvieron un cambio significativo en su dimensionamiento fueron la torre, el condensador y el hervidor. Los cambios que tuvo la torre en los dos escenarios alternativos fueron el aumento del diámetro de la torre y la temperatura de operación. Donde el diámetro es mayor en el tercer escenario con 0.76 metros y el diámetro del segundo escenario es de 0.60 metros. Como se demuestra en la Tabla 31 las temperaturas de operación de cada torre disminuyen al usar una columna con una presión de 0.1 bar, esto se debe a que al usar presiones bajas la temperatura para lograr la separación entre los compuestos es menor. A pesar de tener un reactor con un volumen menor la columna para la separación de biodiesel aumenta su temperatura de operación, este aumento de la temperatura se debe a la disminución del volumen del reactor, ya que al tener un volumen menor la conversión es menor y por ende se tendrá una mayor cantidad glicéridos que no reaccionaron en la transesterificación. Este aceite residual al ser mayor necesitara temperaturas superiores para lograr la separación del biodiesel.

Por parte de los condensadores y hervidores el dimensionamiento de estos equipos cambia debido a las temperaturas de operación de cada torre. Por un lado, las temperaturas de diseño de los escenarios alternativos son iguales para los condensadores y hervidores, a pesar de esto las temperaturas de operación del tercer escenario son mayores que las del segundo escenario. El área de intercambio de calor del condensador en el primer escenario es menor en comparación con las dos alternativas. En los dos escenarios alternos que tienen temperaturas de operación similares el área de intercambio de calor es casi igual, esto quiere decir que en el condensador el área de intercambio de calor es menor al aumentar la temperatura de operación. En el hervido ocurre lo contrario el área de intercambio de calor aumenta cuando la temperatura de operación aumenta. El área de transferencia de calor del primer escenario es mayor a las alternativas, pero en el hervidor de los escenarios alternativos, el área de transferencia de calor es diferente.

Tabla 31.

Comparación las dimensiones de la columna de purificación de biodiesel en los escenarios propuestos

Condiciones de operación	60 minutos	60 minutos y 0.1 bar	12 minutos y 0.1bar
Torre			
Diámetro de la torre [m]	0.4572	0.609	0.762
Altura de la torre [m]	8.534	8.534	8.534
Temperatura de diseño [°C]	387.498	295.792	318.199
Temperatura de operación [°C]	359.72	268.290	295.424
Condensador			
Área de intercambio de calor [m²]	4.537	6.538	6.547
Temperatura de diseño [°C]	365.062	277.513	277.57
Temperatura de operación de los tubos [°C]	35	35	35
Temperatura de operación de la coraza [°C]	337.284	249.736	249.792
Hervidor			
Área de intercambio de calor [m²]	30.361	7.254	14.318
Temperatura de diseño [°C]	412.778	343.333	343.333
Temperatura de operación de los tubos [°C]	359.778	268.014	290.421
Temperatura de operación de la coraza [°C]	385	315.556	315.556

Nota. Esta tabla muestra el dimensionamiento de la columna de purificación de biodiesel (COLUMN3) en los escenarios propuestos, el primer escenario corresponde al proceso de transesterificación de aceite de borra de café con un reactor que opera con un tiempo de residencia de 60 minutos y presión de 1 atmosfera, el segundo escenario corresponde un reactor que opera con un tiempo de residencia de 60 minutos y el equipo COLUMN3 opera a una presión de 0.1 bar y el tercer escenario corresponde a un reactor que opera a un tiempo de residencia de 12 minutos y el equipo COLUMN3 opera a una presión de 0.1 bar.

Para realizar un análisis más completo para la parte de costo de equipos se toma como referencia los dos escenarios alternativos. La Tabla 32 muestra la comparación de costos entre los 3 escenarios propuestos, en esta tabla se puede notar como el costo de los equipos aun es mayor con

Aspen en comparación con CAPCOST, al hacer el correcto análisis se puede ver como la mayoría de equipos no presentan un cambio significativo con respecto al primer escenario.

Tabla 32.

Comparación de costos en los tres escenarios propuestos

Nombre del equipo	60 minutos [USD]		60 minutos y 0.1 bar [USD]		12 minuto y 0.1 bar [USD]	
	Aspen	CAPCOST	Aspen	CAPCOST	Aspen	CAPCOST
MIX1	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
MIX2	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
REACTOR	\$51 311	\$12 426	\$51 311	\$12 426	\$47 561	\$5 463
NEUTR	\$30 422	\$6 374	\$30 422	\$6 374	\$30 422	\$6 374
COLUMN1	\$70 914	\$58 927	\$70 914	\$58 927	\$70 914	\$58 927
COLUMN2	\$76 163	\$77 791	\$76 163	\$77 791	\$76 591	\$77 684
COLUMN3	\$76 056	\$101 315	\$85 803	\$60 223	\$95 016	\$76 934
FILTER	\$16 497	\$21 960	\$16 497	\$21 960	\$16 497	\$21 960
WASHCOL	\$24 638	\$42 205	\$24 638	\$42 205	\$24 638	\$42 313
HX1	\$10 391	\$4 638	\$10 391	\$4 638	\$10 391	\$10 026
Total	\$356 390	\$325 636	\$366 138	\$284 544	\$372 029	\$299 680

Nota. Esta tabla muestra los costos de los equipos en los tres escenarios propuestos, el primer escenario corresponde al proceso de transesterificación de aceite de borra de café con un reactor que opera con un tiempo de residencia de 60 minutos y presión de 1 atmosfera, el segundo escenario corresponde un reactor que opera con un tiempo de residencia de 60 minutos y el equipo COLUMN3 opera a una presión de 0.1 bar y el tercer escenario corresponde a un reactor que opera a un tiempo de residencia de 12 minutos y el equipo COLUMN3 opera a una presión de 0.1 bar. Los costos de los equipos están en dólares estadounidenses y adaptados al CEPCI del año 2019.

El primer cambio significativo que se puede ver es la reducción del costo del reactor de transesterificación (REACTOR) con respecto a los 2 primeros escenarios, como se comentó anteriormente esta reducción de precio se debe a la disminución del volumen del reactor. Al hacer una comparación de costos de reactor entre los primeros escenarios y el tercer escenario, con Aspen se tiene una diferencia de \$3 750, pero la diferencia de costo con CAPCOST es de \$6 963.

Por otro lado, el equipo COLUMN3 presenta costos que varían en los tres escenarios, por parte de Aspen los dos últimos escenarios presentan un costo superior con respecto al primer escenario y por parte de CAPCOST el costo es menor en los dos últimos escenarios, esto se debe a las

especificaciones realizadas en CAPCOST para realizar el costeo de los equipos. El costo del equipo COLUMN3 por parte de Aspen es mayor en comparación con las otras columnas, este aumento del costo del equipo se debe a que como se muestra en la Tabla 31 el dimensionamiento del equipo es mayor en comparación con los otros escenarios.

Realizando un análisis a partir de los costos totales de los equipos por parte de Aspen el mejor escenario es el primero y por parte de CAPCOST el mejor escenario es el segundo. Como se comentó anteriormente las más grandes diferencias de precios entre Aspen y CAPCOST son debido a los reactores y las columna de separación, hay que tener en cuenta que CAPCOST es una macro de Excel que omite varias consideraciones de diseño al momento de realizar el costeo de un equipo por ejemplo la temperatura de operación del equipo, por otra parte Aspen es un software de simulación que por medio de su modulo APEA realiza un costeo de los equipos con sus correspondientes dimensionamientos, APEA tiene en consideración todos los diferentes factores y especificaciones realizadas durante la simulación.

Aunque se mostraron dos alternativas para el proceso de producción de biodiesel, existen diferentes factores y equipos en el proceso que se pueden variar para hacer un análisis más amplio para la producción de biodiesel. Además de esto el uso de un software de simulación como lo es Aspen Plus puede dar resultados aceptables para un diseño conceptual, ya que da una aproximación cercana a los resultados que se puedan llegar a obtener en el laboratorio o una planta piloto, esto se debe a la amplia base datos con la que cuenta y la constante actualización de esta.

5 CONCLUSIONES

La borra de café es el principal residuo en la elaboración de la bebida de café y un es subproducto común en el procesamiento y elaboración de café liofilizado, de acuerdo con la revisión bibliográfica la borra de café tiene un contenido lipídico del 14% siendo una materia prima alternativa para la obtención de biodiesel, además de esto tiene aproximadamente una humedad del 39% en base húmeda y al rededor del 3% en base seca, un contenido de proteína del 12% y un poder calorífico del 22%. En los últimos años las investigaciones para la obtención de productos derivados de la borra de café tales como biodiesel, biogás, bioetanol y otros han aumentado, de forma que se pueda utilizar todo el potencial de la borra de café como fuentes sostenibles para la producción de biocombustibles o usadas para abastecer el requerimiento energético en las plantas de producción de café liofilizado.

Partiendo de la información de la planta de Buencafé, con aproximadamente 27 000 toneladas de borra de café y 2 305 toneladas anuales de aceite de borra, se obtiene una capacidad de producción de aproxima de 2 052 toneladas de biodiesel y 292 toneladas anuales de glicerina de grado industrial. Para esto se plantea un diseño conceptual del proceso de producción de biodiesel a partir de la borra de café, haciendo uso de un reactor de transesterificación operando con un tiempo de residencian de 60 minutos y una conversión aproximada del 94%, una columna de recuperación de metanol, una torre de lavado, una columna de purificación de biodiesel, un reactor de neutralización, un separador y una columna de purificación para la glicerina. El diseño se planteó con el fin de que el biodiesel obtenido cumpla la norma NTC 5444.

Con base a los resultados obtenidos mediante la simulación del proceso en Aspen Plus V9 y el análisis económico con respecto a los equipos con CAPCOST y el módulo APEA de Aspen Plus. Los costos preliminares de los equipos del proceso de producción de biodiesel a partir de borra de café son aproximadamente \$365 390 con un CEPCI del año 2019. La comparación con los costos obtenidos por parte del módulo APEA y CAPCOST demuestra que existe una diferencia del 9.44% siendo menor el costo calculo por CAPCOST. Las variaciones en las condiciones de proceso muestran un cambio significativo en el costeo de los equipos.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] Welfareandcoffee. (4 Junio 2012). "Café 2do Producto má comercializado en el mundo". [En línea]. <http://welfareandcoffee.blogspot.com/2012/06/cafe-2do-producto-mas-comercializado-en.html#:~:text=4-CAF%C3%89%20do%20PRODUCTO%20M%C3%81S%20COMERCIALIZADO%20EN%20EL%20MUNDO,bebidas%20m%C3%A1s%20consumidas%20del%20planeta>. [Último acceso: 15 Noviembre 2020].
- [2] A. Z. J. S. E. A. C. C. A. Urribarri, "Evaluación del potencial de la borra de café como materia prima para la producción de biodiesel", *Multiciencias Básicas*, vol. 14, no. 2, pp. 129-139, 2014.
- [3] I. C. Organization, "International Coffee Organization", International Coffee Organization, [En línea]. Available: http://www.ico.org/es/botanical_c.asp. [Último acceso: 27 Septiembre 2020].
- [4] E. Figueroa Hernandez, F. Pérez Soto y L. Godinez Montoya. (2015). La producción y el consumo del café, España: ECORFAN. [En línea]. Disponible: https://www.ecorfan.org/spain/libros/LIBRO_CAFE.pdf
- [5] S. K. Karmee, "A spent coffee grounds based biorefinery for the production of biofuel, biopolymers, antioxidants and biocomposites", *Waste Management*, vol. 72, pp. 240-254, sep, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.10.042>
- [6] N. C. Riaño, LaRepublica, "Huila es el departamento líder cafetero con 16% del área cultivada" 18, Marzo, 2019, [En línea]. Disponible: <https://www.larepublica.co/especiales/ruta-del-cafe/huila-es-el-departamento-lider-cafetero-con-16-del-area-cultivada-2840686>. [Último acceso: 18 Octubre 2020].
- [7] Federación Nacional de Cafeteros de Colombia, "Producción de café de Colombia cerró el 2019 en 14,8 millones de sacos". Federación Nacional de Cafeteros de Colombia,[En línea]. Disponible: <https://federaciondefcafeteros.org/wp/listado-noticias/produccion-de->

- cafe-de-colombia-cerro-el-2019-en-148-millones-de-sacos/. [Último acceso: 25 Septiembre 2020].
- [8] R. C. Alves, F. Rodrigues, M. A. Nunes, A. F. Vinha y M. B. P.P. Oliveira, "State of the art in coffee processing by-products", de *Handbook of Coffee Processing By-Products*, Elsevier Inc, pp. 1-26, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811290-8.00001-3>.
- [9] A. Noriega Salazar, R. Silva Acuña y M. García de Salcedo, "Revisión: Utilización de la pulpa de café en la alimentación animal", *Zootecnia Trop*, vol. 26, no. 4, pp. 411-419, dic, 2008.
- [10] N. De la Cruz Tobon Arroyave, A. F. Ceron Cardenas y L. F. Garces Giraldo, "Análisis y modelamiento de la granulometría en la cáscara del café (*Coffea arabica* L.) variedad Castillo", *Fundación Dialnet*, vol. 10, no. 2, pp. 80-91, dic, 2015.
- [11] V. Aristizabal Marulanda, Y. Chacón Perez y C. Cardona Alzate, "The biorefinery concept for the industrial valorization of coffee processing by-products", *Waste Management*, pp. 63-92, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811290-8.00003-7>.
- [12] I. C. Organization, "Procesamiento de campo". International Coffee Organization, [En línea]. Disponible: https://www.ico.org/ES/field_processingc.asp. [Último acceso: 4 Noviembre 2020].
- [13] Siboney, "Guía: Procesos del café | Cafés Siboney", 28 Enero 2021. [En línea]. Disponible: <https://cafesiboney.com/lo-esencial/procesos/#:~:text=M%C3%A9todo%20seco%20del%20café%20C3%A9,procesos%20de%20secado%20del%20café%20C3%A9..> [Último acceso: 26 Febrero 2021].
- [14] N. Rodríguez Valencia, J. R. Sanz Uribe, C. E. Oliveros Tascón y C. A. Ramírez Gómez, "Beneficio del café en Colombia", de *Prácticas y estrategias para el ahorro, uso eficiente del agua y el control de la contaminación hídrica en el proceso de beneficio húmedo del café*, FNC, Cenicafé, 2015, pp. 5-37. [En línea]. Disponible: cenicafe.org/es/publications/Final_libro_Beneficio_isbn.pdf

- [15] X. R. Galindo Veliz, *Producción e Industrialización de Café Soluble*, tesis pre. Facultad de ciencias económicas, Universidad de Guayaquil, Guayaquil, Ecuador, 2011.
- [16] N. Rodríguez Valencia y D. A. Zambrano Franco, "Los subproductos del café: Fuente de energía renovable", *Fondo Nacional del Café*, Caldas, Colombia, mar, 2010. [PDF]. Disponible: <https://www.cenicafe.org/es/publications/avt0393.pdf>.
- [17] T. M. Mata, A. A. Martins y N. S. Caetano, "Bio-refinery approach for spent coffee grounds valorization", *Bioresource Technology*, vol. 247, pp. 1077-1084, ene, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.09.106>.
- [18] F. Battista, S. Zanzoni, G. Strazzera, M. Andreolli y D. Bonlzonella, "The cascade biorefinery approach for the valorization of the spent coffee grounds", *Renewable Energy*, vol. 157, pp. 1203-1211, may, 2020. DOI: 10.1016/j.renene.2020.05.113.
- [19] A. Woo Goo, T. Y. Nhu Pham, Y.-H. Ju, R. C. Agapay, A. E. Angkawijaya y K. L. Quijote, "Extraction of lipids from post-hydrolysis spent coffee grounds for biodiesel production with hexane as solvent: Kinetic and equilibrium data", *Biomass and Bioenergy*, vol. 140, p. 105704, jun, 2020. DOI: 10.1016/j.biombioe.2020.105704.
- [20] I. Efthymiopoulos, *Recovery of lipids from spent coffee grounds for use as a biofuel*, tesis Ph.D. University College London, Londres, Inglaterra, 2018.
- [21] K. Somnuk, P. Eawlex y G. Prateepchaikul, "Optimization of coffee oil extraction from spent coffee grounds using four solvent and prototype-scale extraction using circulation process", *Issue 3*, vol. 51, pp. 181-189, jun, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.anres.2017.01.003>.
- [22] L. Vargas Brand, "Colombia: Así va el negocio de las tiendas de café en el país". *América RETAIL*. 23, Agosto, 2019. [En línea]. Disponible: <https://www.america-retail.com/colombia/colombia-asi-va-el-negocio-de-las-tiendas-de-cafe-en-el-pais/>. [Último acceso: 15 Noviembre 2020].

- [23] Residuos Profesional, "Starbucks promueve la reutilizacion de los posos del cafe en sus tiendas", 14, Enero, 2020. [En línea]. Disponible: <https://www.residuosprofesional.com/starbucks-reutilizacion-posos-cafe/>. [Último acceso: 20 Septiembre 2020].
- [24] N. Rodríguez Valencia y C. Jaramillo López, "Cultivo de hongos comestibles del género Pleurotus sobre residuos agrícolas de la zona cafetera", Federación nacional de cafeteros de Colombia, Chinchiná -Caldas, Colombia, 2004. [PDF]. Disponible: <https://biblioteca.cenicafe.org/bitstream/10778/582/1/027.pdf>.
- [25] A. M. Vargaz Lazo, *Estudio de la producción de pellets a partir de borra de café*, tesis Mag. Facultad de ingeniería, Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, Colombia, 2018.
- [26] Juan Valdez, Juan Valdez, [En línea]. Disponible: <https://www.juanvaldezcafe.com/es-co/en-us/tiendas-juan-valdez-cafe-lanzan-camiseta-deportiva-hecha-con-residuos-del-cafe/>. [Último acceso: 30 Septiembre 2020].
- [27] J. C. Layton, "Buencafé, montada en 13.500 toneladas/año", LAPATRIA, 10, Agosto, 2020. [En línea]. Disponible: <https://www.lapatria.com/economia/buencafe-montada-en-13500-toneladasano-462099>. [Último acceso: 30 Septiembre 2020].
- [28] Buencafe, Buencafe, [En línea]. Disponible: [https://www.buencafe.com/news/es/node/40#:~:text=Debido%20al%20uso%20de%20la,CO2%20\(equivalente%20a%20CO2e\)](https://www.buencafe.com/news/es/node/40#:~:text=Debido%20al%20uso%20de%20la,CO2%20(equivalente%20a%20CO2e)). [Último acceso: 30 Septiembre 2020].
- [29] Juan Valdez, Juan Valdez, [En línea]. Disponible: <https://www.juanvaldezcafe.com/es-co/un-cafe-amigable-con-el-planeta/>. [Último acceso: 28 Septiembre 2020].
- [30] Fundación Unypes, "Café OMA convierte sus desechos de café en hongos comestibles al público", ünipes, 16, Junio, 2014. [En línea]. Available: <https://www.unipymes.com/cafe-oma-convierte-sus-desechos-de-cafe-en-hongos-comestibles-al-publico/>. [Último acceso: 25 Septiembre 2020].

- [31] J. Rajesh Banu, S. Kavitha, R. Yukesh Kannah, M. Dinesh Kumar, Preethi, A. E. Atabani y G. Kumar, "Biorefinery of spent coffee grounds waste: Viable pathway towards circular bioeconomy", *Bioresource Technology*, vol. 302, p. 122821, abr, 2020, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.122821>.
- [32] E. Arce Medina, *Introducción al Diseño Básico de los Procesos Químicos*, México D.F.: Instituto Politecnico Nacional, 2011.
- [33] B. Muñoz y R. Manuel, "Aplicación de métodos de decisión multicriterio discretos al análisis de alternativas en estudios informativos de infraestructura de transporte", *Pensamiento matematico*, vol. VI, no. 2, pp. 27-46, oct, 2016.
- [34] H. Chinh Nguyen, M. Linh Nguyen, F.-M. Wang, H.-Y. Juan y C.-H. Su, "Biodiesel production by direct transesterification of wet spent coffee grounds using switchable solvent as a catalyst and solvent", *Bioresource Technology*, vol. 296, p. 122334, 2020. DOI: [10.1016/j.biortech.2019.122334](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.122334)
- [35] S. Phimsen, W. Kiatkittipong, H. Yamada, T. Tagawa, K. Kiatkittipong, N. Laosiripojana y S. Assabumrungrat, "Oil extracted from spent coffee grounds for bio-hydrotreated diesel production", *Energy Conversion and Management*, vol. 126, pp. 1028-1036, oct, 2016, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.08.085>.
- [36] A. S. Loyao Jr., S. Lorenz G. Villasica, D. P. Paulo Louise L. y A. Woo Go, "Extraction of lipids from spent coffee grounds with non-polar renewable solvents as alternative", *Industrial Crops & Products*, vol. 119, pp. 152-161, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2018.04.017>.
- [37] R. Campos Vega, G. Loarca Piña, H. A. Vegara Castañeda y B. D. Oomah, "Spent coffee grounds: A review on current research and future prospects", *Issue 1*, vol. 45, pp. 24-36, sep, 2015, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.tifs.2015.04.012>.
- [38] K. A. Zahan y M. Kano, "Technological Progress in Biodiesel Production: An Different Types of Reactors", *Energy Procedia*, vol. 156, pp. 452-457, ene, 2019, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2018.11.086>.

- [39] Y. Liu, *Making biodiesel from spent coffee grounds through in situ transesterification*, tesis Mag. Department of Biomedical, Chemical, and Environmental Engineering, University of Cincinnati, Cincinnati, USA, 2015.
- [40] M. Franco, *Simulación del proceso de producción de biodiesel a partir de aceites vegetales en condiciones súper-críticas*, tesis Mag. Universitat Politècnica de Catalunya, Barcelona, España, 2013.
- [41] A. Castillo Peña, B. L. Labrada Vázquez, M. Penedo Medina y A. E. Sánchez del Campo Lafita, "Simulación del proceso de producción de biodiesel a partir del aceite de *Jatropha curcas*", *Tecnología Química*, vol. XXXIII, no. 2, pp. 107-120, ago, 2013.
- [42] F. D. Torossi Baudino, "Reacciones en contexto: la transesterificación en la producción de biodiesel a partir de aceite de fritura usado", *ANALES de la Real Sociedad Española de Química*, vol. 102, no. 3, pp. 43-49, 2006.
- [43] C. A. Castro Hernández, *Evaluación del biodiesel producido a partir de aserrín de café un proceso de transesterificación a nivel laboratorio como fuente de energía alternativa*, tesis pre. Facultad de ingeniería, Fundación Universidad de América, Bogotá, Colombia, 2020.
- [44] G. Knothe, "Calidad del combustible biodiésel y la norma astm", *PALMAS*, vol. 31, no. Especial, pp. 162-171, 2010.
- [45] C. M. Drapcho, N. P. Nghiem y T. H. Walker, *Biodiesel*, de *Biofuels Engineering Process Technology*, Second Edition, McGraw Hill, 2020.
- [46] P. A. De La Cruz, *Estudio de pre-factibilidad para la instalación de una planta piloto de producción de biodiesel a partir de los residuos sólidos de café gastado en la región Lambayeque*, tesis pre. Facultad de ingeniería química e industrias alimentarias, Universidad nacional Pedro Ruiz Gallo, Lambayeque, Peru, 2020.
- [47] F. A. Fonseca, J. A. Vidal-Vieira y S. P. Ravagnani, "Transesterification of vegetable oils: Simulating the replacement of batch reactors with continuous reactors", *Bioreource*

- Technology*, vol. 101, pp. 8151-8157, nov, 2010, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.05.077>.
- [48] Z. Al-Hamamre, S. Foerster, F. Hartmann, M. Kröger y M. Kaltschmitt, "Oil extracted from spent coffee grounds as a renewable source for fatty acid methyl ester manufacturing", *Fuel*, vol. 96, pp. 70-76, jun, 2012, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.01.023>.
- [49] F. Trejo-Zárraga, F. d. J. Hernández-Loyo, J. C. Chavarría-Hernández y R. Sotelo-Boyás, "Kinetics of Transesterification Processes for Biodeisel Production", de *Biofuels - State of Development*, IntechOpen, 2018, pp. 149-179, jul, 2018, DOI: 10.5772/intechopen.75927.
- [50] L. Blinová, A. Bartošová y M. Sirotiak, "Biodiesel Production from spent coffee grounds", *Slovak University of technology in Bratislava*, vol. 25, no. 40, pp. 103-121, 2017, DOI:10.1515/rput-2017-0013.
- [51] S. Sin Win y T. A. Trabold, "Sustainable Waste-to-Energy Technologies: Transesterification", *Sustainable Food Waste-To-energy Systems*, pp. 89-109, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811157-4.00006-1>.
- [52] S. Jansri, S. B. Ratanawilai, M. L. Allen y G. Prateepchaikul, "Kinetics of methyl ester production from mixed crude oil by using acid-alkali catalyst", *Fuel Processing Technology*, vol. 92, pp. 1543-1548, 2011, DOI:10.1016/j.fuproc.2011.03.017.
- [53] D. Nguyen Thoai, C. Tongurai, K. prasertsit y A. Kumar, "A novel two-step transesterification process catalyzed by homogeneous base catalyst in the first step and heterogeneous acid catalyst in the second step", *Fuel processing Technology*, vol. 168, pp. 97-104, dic, 2017, <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2017.08.014>.
- [54] N. Tuntiwiwattanapun, P. Usapein y C. Tongcumpou, "The energy usage and environmental impact assessment of spent coffee grounds biodiesel production by an in-situ transesterification process", *Energy for Sustainable Development*, vol. 40, pp. 50-58, ago, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2017.03.019>.

- [55] F. H. Kasim, A. P. Harvey y R. Zkaria, "Biodiesel production by in situ transesterification", *Biofuels*, vol. 2, no. 1, pp. 355-365, mar, 2010, DOI: 10.4155/bfs.10.6.
- [56] I. Mera López y Santos Izquierdo-Bueno, *Diseño de una planta para la producción y purificación de biodiesel a partir de borra seca de café*, Facultad de Ciencias, Universidad de Cádiz, Cádiz, España, 2015.
- [57] M. Guerrero Valenzuela, B. Hernandis Ortuño y B. Angulo Vicente, "Estudio comparativo de las acciones a considerar en el proceso de diseño conceptual desde la ingeniería y el diseño de productos", *Ingeniare. Revista chilena de ingeniería*, vol. 22, no. 3, pp. 398-411, mar, 2014.
- [58] Prensa, FNC, "Comité Directivo de FNC visita Buencafé y tiene día de campo en Cenicafé", Federación Nacional de Cafeteros de Colombia, 3, Marzo, 2021. [En línea]. Disponible: <https://federaciondecafeteros.org/wp/listado-noticias/comite-directivo-de-fnc-visita-buencafe-y-tiene-dia-de-campo-en-cenicafe>. [Último acceso: 14 Noviembre 2020].
- [59] C. Mariño García y G. Chunyu, "Especial: El poder del café instantáneo colombiano estará presente en segunda CIIE" ,Spanish. xinhuanet. com, 30, 10, 2019. [En línea]. Disponible: http://spanish.xinhuanet.com/2019-10/30/c_138514068.htm. [Último acceso: 25 Septiembre 2021].
- [60] M. Compadre Guera, *Modelado de un reactor catalítico heterogéneo para la producción de biodiesel a partir de aceite vegetal*, tesis pre. Escuela de ingenierías industriales, Universidad de Valladolid, Valladolid, España 2014.
- [61] M. V. Ponte Rocha, L. J. Brandao Lima de Matos, L. Pinto de Lima, P. Marciano da Silva Figueiredo, I. Larissa Lucena, F. A. Narciso Fernandes y L. R. Barros Goncalves, "Ultrasound-assisted production of biodiesel and ethanol from spent coffee grounds", *Bioresource Technology*, vol. 167, pp. 343-348, sep, 2014, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.06.032>.

- [62] A. Zabaniotou y P. Kamaterou, "Food Waste valorization advocating Circular Bioeconomy -A critical review of potentialities and perspectives of Spent Coffee Grounds Biorefinery", *Journal of Cleaner Production*, vol. 211, pp. 1553-1566, nov, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.11.230>.
- [63] V. Najdanovic-Visak, F. Yee-Lam Lee, M. T. Tavares y A. Armstrong, "Kinetics of extraction and in situ transesterification of oils from spent coffee grounds", *Journal of Environmental Chemical Engineering*, vol. 5, pp. 2611-2616, 2017, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jece.2017.04.041>.
- [64] A. Gioffri, *Design and Analysis of Bio-Diesel Extraction processes*, tesis pre, Murdoch University, Perth, Australia, 2015.
- [65] L. Pisarello, *Producción de biodiesel: equilibrio fisicoquímico y cinética de esterificación y transesterificación con diferentes catalizadores y alcoholes*, tesis Ph.D. Facultad de ingeniería química, Universidad nacional del Litoral, 2010.
- [66] A. Salehi, A. Karbassi, B. Ghobadian, A. Ghasemi y A. Doustgani, "Simulation process of biodiesel production plant", *Environmental Progress & Sustainable Energy*, vol. 38, may, 2019, DOI: <https://doi.org/10.1002/ep.13264>.
- [67] K. Y. Wong, N. Jo-Han, C. T. Chong, S. S. Lam y W. T. Chong, "Biodiesel process intensification through catalytic enhancement and emerging reactor designs: A critical review", *Renewable and Sustainable Reviews*, vol. 116, p. 109399, 2019, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109399>.
- [68] T. Leevijit, C. Tongurai, G. Prateepchaikul y W. Wisutmethangoon, "Performance test of a 6-stage continuous reactor for palm methyl ester production", *Bioresource technology*, vol. 99, no. 1, pp. 214-221, ene, 2008, DOI: [10.1016/j.biortech.2006.11.052](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2006.11.052).
- [69] M. Noriega y P. Narváez, "Scale-up and cost analysis of biodiesel production using liquid-liquid film reactors: Reduction in the methanol consumption and investment cost", *Energy*, vol. 211, p. 118724, nov, 2020, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.118724>.

- [70] N. Tuntiwiwattanapun y C. Tongcumpou, "Sequential extraction and reactive extraction processing of spent coffee grounds: An alternative approach for pretreatment of biodiesel feedstocks and biodiesel production", *Industrial Crops and Products*, vol. 117, pp. 359-365, jul, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2018.03.025>.
- [71] C. D. Zapata, I. D. Martínez, A. C. Erika y C. A. Henao Uribe, "Producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma", no. 151, pp. 71-82, nov, 2006.
- [72] G. C. Ravelo Silva y M. H. Caño de Andrade, "Simulation and optimization of CSTR reactor of a biodiesel plant by various plant sources using Aspen Plus", *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, vol. 18, no. 8, 2020, DOI:10.1515/ijcre-2020-0085.
- [73] P. X. Elizalde Jiménez y B. L. Rodríguez Abad, *Diseño preliminar de una planta de producción de biodiesel a partir de Jatropha curcas en la región sur del Ecuador*, tesis pre. Universidad Técnica Particular de Loja, Loja, Ecuador, 2009.
- [74] Aspen Technology, "Aspen Plus Biodiesel Model", Aspen Technology, Inc., Burlington, 2011.
- [75] I. Raheem, M. N. Bin Mohiddin, Y. H. Tan, J. Kansedo, N. Mubarak, M. O. Abdullah y M. L. Ibrahim, "A review on influence of reactor technologies and kinetic studies for biodiesel application", *Journal of Industrial and Engeneering Chemistry*, vol. 91, pp. 54-68, nov, 2020, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2020.08.024>.
- [76] M. Tabatabaei, M. Aghbashlo, M. Dehghani, H. K. Shariat Panahi, A. Mollahosseini, M. Hosseini y M. M. Soufiyan, "Reactor technologies for biodiesel production and processing: A review", *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 74, pp. 239-303, sep, 2019, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2019.06.001>.
- [77] M. Zuñiga Mobarak, *Simulación de un reactor químico para la obtención de biodiesel a partir de la transesterificación de aceite de Jatropha*, tesis pre. Escuela superior de ingeniería química e industrial extractivas, Instituto Politécnico Nacional, Mexico D.F., Mexico, 2014.

- [78] J. M. Douglas, *Conceptual design of chemical processes*, New York: McGraw-Hill , 1988.
- [79] J. S. Fernández Ramírez, *Análisis termoeconómico de un proceso de producción de biodiesel que opera de manera convencional y por destilación reactiva*, tesis pre. Facultad de Ingenierías, Fundación Universidad de América, Bogotá, Colombia, 2018.
- [80] H. Kuramochi, K. Maeda, S. Kato, M. Osako, K. Nakamura y S.-i. Sakai, "Application of UNIFAC models for prediction of vapor-liquid and liquid-liquid equilibria relevant to separation and purification processes of crude biodiesel fuel", *Fuel*, vol. 88, n° 8, pp. 1472-1477, ago, 2009, DOI: 10.1016/j.fuel.2009.01.017.
- [81] D. D. Nguyen, V. Pirouzfard, F. S. Hosseini y C.-H. Su, "The technical and economic evaluation of biodiesel production processes from different vegetable oils", *Environmental Progress & Sustainable energy*, jul, 2020, DOI: <https://doi.org/10.1002/ep.13497>.
- [82] P. C. Narváez, S. M. Rincón y F. J. Sánchez, "Kinetics of Palm Oil Methanolysis", *Journal of the American Oil Chemists*, no. 84, pp. 971-977, oct, 2007, DOI:10.1007/s11746-007-1120-y.
- [83] J. Ramos-Abril, J. Cortés-Gómez y N. Marriaga-Cabrales, "Biodiesel a partir de bioetanol y aceite de palma. Estudio tecnoeconomico," *Dyna*, no. 164, pp. 264-273, dic, 2010.
- [84] H. Nouredini y D. Zhu, "Kinetics of Transesterification of Soybean Oil", *Journal of the American Oil Chemists*, vol. 47, no. 11, pp. 1457-1463, nov, 1997, DOI: <https://doi.org/10.1007/s11746-997-0254-2>.
- [85] A. Alcantara, F. J. Lopez-Gimenez y M. P. Dorado, "Universal Kinetic Model to Simulate Two-Step Biodiesel Production from Vegetable Oil", *Energies*, no. 13, p. 2994, 2020, DOI: <https://doi.org/10.3390/en13112994>.
- [86] A. Ávila , A. Bula y H. Sanjuán, «Cinética de la transesterificación de la oleína de palma africana con etanol,» *Interciencia*, vol. 33, no. 3, pp. 232-236, mar, 2008.

- [87] W. Reategui Romero y F. J. Salas Barrera, "Estudio del proceso de transesterificación para la obtención de biodiesel a partir del aceite de palma en un reactor por lotes", *Producción + Limpia*, vol. 8, no. 1, pp. 119-134, jun, 2013.
- [88] A. F. Sequeira, L. M. Caceres, C. M. Gauna, W. G. Morales y E. R. Chamorro, "Modelado Matemático de la Cinética de la Reacción de Transesterificación y Prospección Probabilística de la Composición de Lípidos Saponificables en Aceites Vegetales", *Revista Tecnología y Ciencia*, no. 30, pp. 169-177, 2015.
- [89] M. G. Aca-Aca, E. Campos González, O. Sánchez-Daza, M. T. López-Arenas y A. M. Sales-Cruz, "Estimación de propiedades termodinámicas de los compuestos involucrados en la producción de biodiesel", *Superficies y Vacío*, vol. 22, no. 3, pp. 15-19, sep, 2009.
- [90] R. E. Córdoba Useche, *Diseño de un intercambiador de calor de tubos concéntricos*, tesis pre. Facultad de Ingeniería, Universidad de Ibagué, Ibagué, Colombia, 2019.
- [91] I. E. Medina Ramírez , N. A. Chávez Vela y J. Jáuregui Rincón, "Biodiesel, un combustible renovable", *Investigación y ciencia de la Universidad Autónoma de Aguascalientes*, no. 55, pp. 62-70, ago, 2012.
- [92] Á. M. Arbeláez Marín y M. P. Rivera Quiroz, *Diseño conceptual de un proceso para la obtención de biodiesel a partir de algunos aceites vegetales colombianos*, tesis pre. Departamento de Ingeniería de Procesos, Universidad EAFIT, Medellín, Colombia, 2007.
- [93] P. Montes García, *Diseño conceptual de una planta de biodiesel a partir de aceite de colza de producción 10.000 t/a*, Universidad de Sevilla, Sevilla, España 2012.
- [94] C. Hernández Ferrer, *Diseño conceptual de un proceso para la obtención de Biodiesel a partir de aceite usado de fritura*, tesis pre. Escuela Politécnica Superior de Alcoy, Universitat politècnica de València, Valencia, España, 2019.
- [95] W. L. Luyben, *Chemical Reactor Design and control*, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc., 2007.

- [96] D. Gutiérrez, "Etiqueta de combustibles: ¿Qué es el diésel B7 y B10 que consume ahora mi coche?", *Centímetros Cúbicos*, 23, Octubre, 2018. [En línea]. Disponible: https://www.lasexta.com/motor/noticias/etiqueta-combustibles-que-diesel-b10-que-consume-ahora-coche_201810235bcefd560cf2b4f4af18abc3.html. [Último acceso: 20 Octubre 2021].
- [97] A. Bonilla-Petriciolet y G. P. Rangaiah, «Process Systems Engineering for Biodiesel Development,» John Wiley & Sons Ltd., 2020.
- [98] J. Haydary, "Economic Evaluation" de *Chemical Process Design and Simulation: Aspen Plus and Aspen Hysys Applications*, John Wiley & Sons, Inc., 2019, pp. 263-281.
- [99] J. R. Esquivel Elizondo, *Evaluación Económica Preliminar de Plantas Químicas Usando Aspen Icarus Process Evaluator 2004.2*, tesis pre. Escuela de Ingeniería y Ciencias, Universidad de las Américas Puebla, Puebla, Mexico, 2007.
- [100] S. Martínez Galera, *Valorización y optimización energética de la glicerina mediante reformado con agua supercrítica*. Estudio tecno-económico del proceso global, tesis Mag. Departamento de Ingeniería Química y Ambiental, Universidad de Sevilla, Sevilla, España, 2013.
- [101] R. Turton, "Analysis Synthesis and Design of Chemical processes 5th Edition" West Virginia University, 11, Febrero, 2019. [En línea]. Disponible: <https://richardturton.faculty.wvu.edu/publications/analysis-synthesis-and-design-of-chemical-processes-5th-edition>. [Último acceso: 15 Septiembre 2021].
- [102] S. Jenkins, "Current Economic Trends: CEPCI January (Prelim.) and December (Final)", *Chemical Engineering*, 17, Marzo, 2017. [En línea]. Disponible: <https://www.chemengonline.com/current-economic-trends-cepci-january-prelim-and-december-final/>. [Último acceso: 27 Septiembre 2021].
- [103] S. Jenkins, "2019 Chemical engineering plant cost index annual average", *Chemical Engineering*, 20, Marzo, 2020. [En línea]. Disponible:

<https://www.chemengonline.com/2019-chemical-engineering-plant-cost-index-annual-average/>. [Último acceso: 27 Septiembre 2021].

- [104] I. Agudo Cadenas, *Diseño básico de un proyecto para la implantación de una instalación productiva de biodiesel a partir de aceite vegetal usado*, tesis pre. Universidad del País Vasco, España, 2017.
- [105] I. K. Kookos, "Technoeconomic and environmental assessment of a process for biodiesel production from spent coffee ground (SCGs)", *Resources, Conservation & Recycling* 134, no. 134, pp. 156-164, jul, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2018.02.002>.
- [106] H. C. Ong, T. M. I. Mahlia, H. H. Masjuki y D. Honnery, "Life cycle cost and sensitivity analysis of palm biodiesel production", *Fuel*, no. 98, pp. 131-139, ago, 2012, DOI: [10.1016/j.fuel.2012.03.031](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.03.031).
- [107] S. A. Abo El-Enin, N. K. Attia, N. N. El-Ibiari, G. I. El-Diwani y K. M. El-Khatib, "In-situ transesterification of rapeseed and cost indicators for biodiesel production", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, no. 18, pp. 471-477, feb, 2013, DOI: [10.1016/j.rser.2012.10.033](https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.10.033).
- [108] S. N. Gebremarian y J. M. Marchetti, "Economics of biodeisel production: Review", *Energy Conversion and Management*, no. 168, pp. 74-84, jul, 2018, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.05.002>.
- [109] F. Battista, E. M. Barampouti, S. Mai, D. Bolzonella, D. Malamis, K. Moustakas y M. Loizidou, "Added-value molecules recovery and biofuels production from spent coffee grounds", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 131, p. 110007, oct, 2020, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110007>.

ANEXOS

ANEXO 1.

FLUJOS MASICOS DE CADA CORRIENTE OBTENIDOS LUEGO DE LA SIMULACIÓN EN ASPEN PLUS V9

	Unidades	AQU1	AQU2	C1OUT	FAME	FILTOUT	GLYCEROL	H3PO4
Temperatura	C	73.077	60.000	103.147	304.652	60.000	103.601	25.000
Presión	bar	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
Flujo masico	kg/hr	112.952	136.010	312.031	237.500	114.944	39.945	23.058
METHANOL	kg/hr	13.029	13.029	13.029	0.000	13.029	0.008	0.000
GLYCEROL	kg/hr	33.855	33.855	33.855	0.000	33.855	33.855	0.000
NAOH	kg/hr	2.669	0.000	2.669	0.000	0.000	0.000	0.000
WATER	kg/hr	63.399	68.060	0.000	0.083	68.060	6.081	3.459
H3PO4	kg/hr	0.000	17.420	0.000	0.000	0.000	0.000	19.599
NA3PO4	kg/hr	0.000	3.646	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
OOO	kg/hr	0.000	0.000	0.575	0.000	0.000	0.000	0.000
OO	kg/hr	0.000	0.000	0.190	0.000	0.000	0.000	0.000
O	kg/hr	0.000	0.000	3.596	0.027	0.000	0.000	0.000
M-O	kg/hr	0.000	0.000	46.936	43.099	0.000	0.000	0.000
LLL	kg/hr	0.000	0.000	0.195	0.000	0.000	0.000	0.000
LL	kg/hr	0.000	0.000	0.031	0.000	0.000	0.000	0.000
L	kg/hr	0.000	0.000	0.361	0.000	0.000	0.000	0.000
M-L	kg/hr	0.000	0.000	101.806	93.807	0.000	0.000	0.000
PPP	kg/hr	0.000	0.000	0.208	0.000	0.000	0.000	0.000
PP	kg/hr	0.000	0.000	0.033	0.000	0.000	0.000	0.000
P	kg/hr	0.000	0.000	0.336	0.044	0.000	0.000	0.000
M-P	kg/hr	0.000	0.000	108.209	100.440	0.000	0.000	0.000

	Unidades	HX1OUT	MEOH	MEOHWAT	METREC	MIXOUT1	MIXOUT2	NAOH
Temperatura	C	60.000	25.000	304.652	64.481	40.014	25.732	25.000
Presión	bar	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
Flujo masico	kg/hr	312.031	42.487	12.500	22.210	67.366	334.241	2.669
METHANOL	kg/hr	13.029	42.487	0.000	22.210	64.697	64.697	0.000
GLYCEROL	kg/hr	33.855	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NAOH	kg/hr	2.669	0.000	0.000	0.000	2.669	2.669	2.669
WATER	kg/hr	0.000	0.000	0.755	0.000	0.000	0.000	0.000
H3PO4	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NA3PO4	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
OOO	kg/hr	0.575	0.000	0.000	0.000	0.000	42.565	0.000
OO	kg/hr	0.190	0.000	0.000	0.000	0.000	3.108	0.000
O	kg/hr	3.596	0.000	0.000	0.000	0.000	5.994	0.000
M-O	kg/hr	46.936	0.000	1.720	0.000	0.000	0.000	0.000
LLL	kg/hr	0.195	0.000	0.000	0.000	0.000	85.903	0.000
LL	kg/hr	0.031	0.000	0.000	0.000	0.000	6.273	0.000
L	kg/hr	0.361	0.000	0.000	0.000	0.000	12.096	0.000
M-L	kg/hr	101.806	0.000	3.599	0.000	0.000	0.000	0.000
PPP	kg/hr	0.208	0.000	0.000	0.000	0.000	91.393	0.000
PP	kg/hr	0.033	0.000	0.000	0.000	0.000	6.673	0.000
P	kg/hr	0.336	0.000	0.000	0.000	0.000	12.869	0.000
M-P	kg/hr	108.209	0.000	6.425	0.000	0.000	0.000	0.000

	Unidades	OIL	RECOUT	SOLIDS	WASTE	WATBIO	WATER	WATMET
Temperatura	C	25.000	60.000	60.000	359.721	50.619	25.000	87.289
Presión	bar	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
Flujo masico	kg/hr	266.875	334.241	21.066	13.316	263.316	64.238	75.000
METHANOL	kg/hr	0.000	35.239	0.000	0.000	0.000	0.000	13.020
GLYCEROL	kg/hr	0.000	33.855	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NAOH	kg/hr	0.000	2.669	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
WATER	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.838	64.238	61.979
H3PO4	kg/hr	0.000	0.000	17.420	0.000	0.000	0.000	0.000
NA3PO4	kg/hr	0.000	0.000	3.646	0.000	0.000	0.000	0.000
OOO	kg/hr	42.565	0.575	0.000	0.575	0.575	0.000	0.000
OO	kg/hr	3.108	0.190	0.000	0.190	0.190	0.000	0.000
O	kg/hr	5.994	3.596	0.000	3.569	3.596	0.000	0.000
M-O	kg/hr	0.000	46.936	0.000	2.117	46.936	0.000	0.000
LLL	kg/hr	85.903	0.195	0.000	0.195	0.195	0.000	0.000
LL	kg/hr	6.273	0.031	0.000	0.031	0.031	0.000	0.000
L	kg/hr	12.096	0.361	0.000	0.361	0.361	0.000	0.000
M-L	kg/hr	0.000	101.806	0.000	4.400	101.806	0.000	0.000
PPP	kg/hr	91.393	0.208	0.000	0.208	0.208	0.000	0.000
PP	kg/hr	6.673	0.033	0.000	0.033	0.033	0.000	0.000
P	kg/hr	12.869	0.336	0.000	0.292	0.336	0.000	0.000
M-P	kg/hr	0.000	108.209	0.000	1.343	108.209	0.000	0.000

ANEXO 2.

DIMENSIONAMIENTO DE LOS REACTORES OBTENIDOS CON ASPEN PLUS V9

Reactor agitado		
Nombre del equipo	NEUTR	REACTOR
Volumen del líquido [l]	133.440	468.565
Diámetro de la vasija [m]	0.304	0.668
Altura de la vasija [m]	1.828	1.336
Presión manométrica de diseño [barg]	1.034	1.034
Temperatura de diseño [°C]	121.111	121.111

La Ecuación 19 es la ecuación de diseño del reactor CSTR

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{-r_A} = \frac{x F_{A0}}{-r_A} \quad (19)$$

Ecuación tomada de: I. D. Gil Chaves, J. R. Guevara López, J. L. García Zapata, A. Leguizamón Robayo y G. Rodríguez Niño. *Process Analysis and Simulation in Chemical Engineering*. Suiza: Springer International Publishing, 2016.

Donde:

V = Volumen del reactor.

F_{A0} = Flujo molar de la especie A de entrada.

F_A = Flujo molar de la especie A de salida.

r_A = Velocidad de reacción de la especie A.

ANEXO 3.

DIMENSIONAMIENTO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR CON ASPEN PLUS V9

	TEMA HEX			
Nombre del equipo	COLUMN2- cond	HX1	COLUMN1 -cond	COLUMN3- cond
Área de transferencia de calor [m ²]	43.282	4.407	12.840	4.537
Número de corazas				
Símbolo TEMA frontal	B	B	B	B
Símbolo de Shell TEMA	E	E	E	E
Símbolo TEMA del extremo trasero	M	M	M	M
Presión manométrica del diseño de tubo [barg]	0.020	0.020	0.020	0.020
Temperatura de diseño del tubo [C]	125.088	130.924	121.111	365.062
Temperatura de funcionamiento del tubo [°C]	35	35	35	35
Diámetro exterior del tubo [m]	0.025	0.025	0.025	0.025
Presión manométrica del diseño de la coraza [barg]	0.020	0.020	0.020	0.020
Temperatura de diseño de la coraza [°C]	125.088	130.924	121.111	365.062
Temperatura de funcionamiento de la coraza [°C]	97.310	103.146	64.481	337.284
Longitud del tubo extendida [m]	6.096	6.096	6.096	6.096
Calibre del tubo				
Pitch del tubo [m]	0.031	0.031	0.031	0.031
Número de pasos por el tubo	1	1	1	1
Número de pasos por la coraza	1	1	1	1

Coefficientes generales de transferencia de calor

$$Q = h_s A_0 \Delta T_s \quad (20)$$

$$Q = -kA \frac{dT}{dr} \quad (21)$$

$$Q = UA \Delta T_{LM} \quad (22)$$

Ecuaciones tomadas de: R. Smith, *Chemical Process: Design and integration*, 2a. ed., UK: John Wiley & Sons Ltd, The Atrium, Southern Gate, Chichester, West Susse, 2016.

Ecuación 20 Coeficiente de película del lado de la coraza.

Ecuación 21 Coeficiente tubo-pared.

Ecuación 22 Coeficiente global de transferencia de calor.

Q = Calor transferido por unidad de tiempo ($J \cdot \text{seg}^{-1} = W$).

h_s = Coeficiente de transferencia de calor de la película en el exterior ($W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$).

A_0 = Área de transferencia de calor fuera (lado de la coraza) de los tubos (m^2).

ΔT_s = Diferencia de temperatura en el exterior (lado de la coraza) película (K).

r = Distancia radial (m).

A = Área de transferencia de calor a una distancia radial (m^2).

ΔT_{LM} = Diferencia de temperatura logarítmica (K).

U = Coeficiente de transferencia de calor ($W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$).

ANEXO 4.

DIMENSIONAMIENTO DE LOS TAMBORES HORIZONTALES DE LAS COLUMNAS CON ASPEN PLUS V9

Nombre del equipo	Tambor horizontal		
	COLUMN2-cond acc	COLUMN1-cond acc	COLUMN3-cond acc
Volumen del líquido [l]	1 801.449	1 801.449	1 801.449
Diámetro de la vasija [m]	0.914	0.914	0.914
Altura de la vasija [m]	2.743	2.743	2.743
Presión manométrica de diseño [barg]	1.034	1.034	1.034
Temperatura de diseño [°C]	121.111	121.111	332.429
Temperatura de operación [°C]	87.289	64.481	304.651

ANEXO 5.

DIMENSIONAMIENTO DE LOS HERVIDORES DE LAS COLUMNAS CON ASPEN PLUS V9

U-tube reboiler			
Nombre del equipo	COLUMN2- reb	COLUMN1- reb	COLUMN3- reb
Área de transferencia de calor [m²]	2.496	0.653	30.361
Presión manométrica de diseño del tubo [barg]	7.605	7.605	1.285
Temperatura de diseño del tubo [°C]	192.111	192.111	412.778
Temperatura de operación del tubo [°C]	164.333	164.333	359.720
Diámetro exterior del tubo [m]	0.025	0.025	0.025
Presión manométrica de diseño de la coraza [barg]	4.732	4.732	2.434
Temperatura de diseño de la coraza [°C]	131.378	130.924	412.778
Temperatura de operación de la coraza [°C]	103.600	103.146	385
Longitud del tubo extendida [m]	6.096	6.096	6.096
Pitch del tubo [m]	0.031	0.031	0.031
Símbolo pitch del tubo	TRIANGULA R	TRIANGULA R	TRIANGULA R
Número de pasos por el tubo	2	2	2
Duty [kW]	135.633	29.906	112.197
Tipo TEMA	BKU	BKU	BKU

ANEXO 6.

DIMENSIONAMIENTO DE LAS BOMBAS CENTRIFUGAS DE LAS COLUMNAS CON ASPEN PLUS V9

Bombas centrifugas			
Nombre del equipo	COLUMN2-reflux pump	COLUMN1-reflux pump	COLUMN3-reflux pump
Tasa de flujo del líquido [m³/hr]	0.272	0.096	1.276
Gravedad específica del fluido	0.908	0.760	0.635
Presión manométrica de diseño [barg]	1.034	1.034	1.034
Temperatura de diseño [°C]	121.111	121.111	332.429
Viscosidad del fluido [cP]	0.5	0.5	0.5
Eficiencia de la bomba η [%]	0.7	0.7	0.7
Potencia hidráulica [kW]	0.007	0.002	0.0359
Potencia del eje de la bomba	0.010	0.003	0.051

Cálculo de la potencia hidráulica

$$P_h = \frac{q * p}{3.6 * 10^6} \quad (19)$$

Ecuación tomada de: The Engineering ToolBox. “Pump Power Calculator”, [En línea]. Disponible: https://www.engineeringtoolbox.com/pumps-power-d_505.html

P_h = Potencia hidráulica [kW].

q = Flujo volumétrico [m³/hr].

p = Presión diferencial [N/m², Pa].

Cálculo de la potencia del eje de la bomba

$$P_s = \frac{P_h}{\eta} \quad (20)$$

Ecuación tomada de: The Engineering ToolBox. “Pump Power Calculator”, [En línea]. Disponible: https://www.engineeringtoolbox.com/pumps-power-d_505.html

P_s = Potencia hidráulica [kW].

η = Eficiencia de la bomba.

ANEXO 7.

DIMENSIONAMIENTO DE LAS TORRES CON ASPEN PLUS V9

Nombre del equipo	COLUMN2-tower	COLUMN1-tower	WASHCOL	COLUMN3-tower
Diámetro de la sección de los fondos [m]	0.457	0.457	0.457	0.457
Altura de la torre [m]	8.534	8.534	7.315	8.534
Presión manométrica de diseño en los fondos [barg]	1.034	1.034	1.034	1.034
Temperatura de diseño en los fondos [°C]	131.378	130.924	121.111	387.498
Temperatura de operación en los fondos [°C]	103.600	103.146	73.076	359.720
Número de platos	8	8	6	8
Tipo de plato	SIEVE	SIEVE	SIEVE	SIEVE
Espaciado de los platos [m]	0.609	0.609	0.609	0.609
Peso molecular Overhead Prod.	56.624	175.806	300.452	316.497

ANEXO 8.

DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR CON ASPEN PLUS V9

Vasija vertical	
Nombre del equipo	FILTER
Volumen del líquido [l]	2 401.932
Diámetro de la vasija [m]	0.914
Altura de la vasija [m]	3.657
Presión manométrica de diseño [barg]	1.034
Temperatura de diseño [°C]	121.111
Temperatura de operación [°C]	60

ANEXO 9.

COSTOS DE LOS EQUIPOS CON ASPEN PLUS V9 Y CAPCOST

Nombre del equipo	60 minutos [USD]		60 minutos y 0.1 bar [USD]		12 minutos y 0.1 bar [USD]	
	Aspen	CAPCOST	Aspen	CAPCOST	Aspen	CAPCOST
MIX2	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
NEUTR	\$30 422	\$6 374	\$30 422	\$6 374	\$30 422	\$6 374
COLUMN2-bottoms split	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
COLUMN2-cond	\$17 996	\$26 566	\$17 996	\$26 566	\$17 996	\$26 459
COLUMN2-cond acc	\$13 711	\$6 663	\$13 711	\$6 663	\$13 711	\$6 663
COLUMN2-overhead split	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
COLUMN2-reb	\$12 105	\$11 141	\$12 105	\$11 141	\$12 105	\$11 141
COLUMN2-reflux pump	\$4 820	\$11 141	\$4 820	\$11 141	\$4 820	\$11 141
COLUMN2-tower	\$27 530	\$22 281	\$27 530	\$22 281	\$27 958	\$22 281
FILTER	\$16 497	\$21 960	\$16 497	\$21 960	\$16 497	\$21 960
MIX1	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
HX1	\$10 391	\$4 638	\$10 391	\$4 638	\$10 391	\$10 026
COLUMN1-bottoms split	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
COLUMN1-cond	\$11 676	\$10 026	\$11 676	\$10 026	\$11 676	\$10 026
COLUMN1-cond acc	\$13 711	\$6 663	\$13 711	\$6 663	\$13 711	\$6 663
COLUMN1-overhead split	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
COLUMN1-reb	\$13 176	\$8 816	\$13 176	\$8 816	\$13 176	\$8 816
COLUMN1-reflux pump	\$4 820	\$11 141	\$4 820	\$11 141	\$4 820	\$11 141
COLUMN1-tower	\$27 530	\$22 281	\$27 530	\$22 281	\$27 530	\$22 281

Nombre del equipo	60 minutos [USD]		60 minutos y 0.1 bar [USD]		12 minutos y 0.1 bar [USD]	
	Aspen	CAPCOST	Aspen	CAPCOST	Aspen	CAPCOST
WASHCOL	\$24 638	\$42 205	\$24 638	\$42 205	\$24 638	\$42 313
REACTOR	\$51 311	\$12 426	\$51 311	\$12 426	\$47 561	\$5 463
COLUMN3-bottoms split	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
COLUMN3-cond	\$10 391	\$4 670	\$10 712	\$5 035	\$10 712	\$5 035
COLUMN3-cond acc	\$13 711	\$6 663	\$16 604	\$6 663	\$16 604	\$6 663
COLUMN3-overhead split	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
COLUMN3-reb	\$19 603	\$56 560	\$13 176	\$14 033	\$15 640	\$27 958
COLUMN3-reflux pump	\$4 820	\$11 141	\$4 820	\$11 141	\$4 820	\$11 141
COLUMN3-tower	\$27 530	\$22 281	\$40 492	\$23 352	\$47 240	\$26 137
Total	\$356 390	\$325 636	\$366 138	\$284 544	\$372 029	\$299 680

En el libro de Smith en la el capítulo 2 muestra la Ecuación para el costo estimado del equipo y las diferentes correlaciones para los diferentes equipos en las Tablas 2.1 a 2.6 del libro anteriormente descrito.

$$C_E = C_B \left(\frac{Q}{Q_B} \right)^M f_M f_P f_T \quad (19)$$

Ecuación tomada de: R. Smith, *Chemical Process: Design and integration*, 2a. ed., UK: John Wiley & Sons Ltd, The Atrium, Southern Gate, Chichester, West Susse, 2016.

Donde

C_E = costo del equipo para acero al carbono a presión y temperatura moderadas con capacidad Q.

C_B = costo base conocido para equipos con capacidad QB.

M = constante según el tipo de equipo.

f_M = factor de corrección para materiales de construcción.

f_P = factor de corrección para la presión de diseño.

f_T = factor de corrección para la temperatura de diseño.

ANEXO 10.

RECOMENDACIONES

Se plantean las siguientes recomendaciones para el presente proyecto.

Implementar el uso de diferentes catalizadores para la reacción de transesterificación y comparar los resultados obtenidos.

Desarrollar un planteamiento para el proceso descrito con una etapa de secado de la borra, extracción del aceite, esterificación de los ácidos grasos libres y recirculación del aceite usado luego de la purificación del aceite, cumpliendo con los parámetros estipulados de la norma NTC 5444.

Contemplar el uso de un tren de reacción para la etapa de transesterificación, usando tiempos de retención bajos y logrando altas conversiones.