

UCUENCA

Universidad de Cuenca

Facultad de Ciencias Químicas

Carrera de Ingeniería Química

Análisis técnico económico mediante simulación con Aspen Plus para la obtención de biodiesel a partir de la fracción lipídica de microalgas

Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico

Autores:

Santiago Ismael Narváez Parra

Joceline Margoth Pesántez Quituisaca

Director:

Jorge Washington Delgado Noboa

ORCID:  0000-0002-4765-8868

Cuenca, Ecuador

2023-10-12

Resumen

Este trabajo simula y evalúa técnica y económicamente la producción de biodiesel a partir de microalgas como materia prima de tercera generación. Para ello, se investiga la composición lipídica extraída de la microalga *Chlorella* establecida en las lagunas facultativas y de maduración de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ucubamba, y se fija una composición ponderada para simular el proceso utilizando el Software Aspen Plus® V.11. Se aplica una diagramación de dos escenarios, un proceso estándar (proceso I) y optimizado (proceso II); inicialmente, se recopila información secundaria de diferentes sistemas para la obtención de ésteres metílicos y se constituye un modelo que presenta operaciones de transesterificación, destilación, separación y purificación, y se alcanza finalmente un flujo de biodiesel de 1042 kg/h, con un costo de capital y costo de producción de 4'211.330 y 1'714.880 USD, respectivamente. Por otro lado, optimizando el proceso se logra construir un segundo modelo, que consta de operaciones unitarias parcialmente distintas a la primera como una doble reacción de transesterificación, decantación, y separación. En este caso, se obtienen dos unidades por hora más de producción y costes tanto de capital como de producción menores (3'740.420 USD y 1'308.260 USD). Consecuentemente, se comparan y contrastan los costos tecnológicos totales además de los producidos por kg de biodiésel, siendo de 0,94 y 0,81 USD para el proceso I y II, respectivamente. Se considera al segundo prospecto como el óptimo comparado con el del proceso estándar y valores reportados en la literatura.

Palabras clave: biodiesel, microalga *Chlorella*, simulación, Aspen Plus

Abstract

This work simulates and evaluates technically and economically the production of biodiesel from microalgae as third generation feedstock. For this purpose, the lipid composition extracted from the microalgae *Chlorella* established in the facultative and maturation ponds of the Ucubamba Wastewater Treatment Plant is investigated, and a weighted composition is set to simulate the process using the Aspen Plus® V.11 software. A diagram of two scenarios is applied, a standard process (process I) and an optimized process (process II); initially, secondary information is collected from different systems for obtaining methyl esters and a model is built that presents transesterification, distillation, separation, and purification operations, and finally a biodiesel flow of 1042 kg/h is reached, with a capital cost and production cost of 4'211,330 and 1'714,880 USD, respectively. On the other hand, by optimizing the process, it is possible to build a second model, which consists of unit operations that are partially different from the first one, such as a double reaction of transesterification, decantation, and separation. In this case, two more units per hour of production and lower capital and production costs (3'740,420 USD and 1'308,260 USD) are obtained. Consequently, the total technological costs are compared and contrasted in addition to those produced per kg of biodiesel, being 0.94 and 0.81 USD for process I and II, respectively. The second prospect is considered as the optimum compared to the standard process and values reported in the literature.

Keywords: biodiesel, *Chlorella* microalgae, simulation, Aspen Plus

Índice de contenido

Resumen	2
Abstract.....	3
Índice de contenido	4
Índice de figuras	6
Índice de tablas	8
DEDICATORIA	10
AGRADECIMIENTOS	11
Glosario	12
Introducción	13
1. Marco Teórico	16
1.1 Biocombustibles	16
1.1.1 Generalidades	16
1.1.2 Biodiesel	18
1.1.3 Importancia de la biomasa de tercera generación	21
1.1.4 Microalgas	22
1.1.5 Microalga <i>Chlorella</i>	25
1.1.6 Disponibilidad de microalgas <i>Chlorella</i> en Cuenca - Ecuador	26
1.2 Proceso para la obtención de biodiesel.....	27
1.2.1 Transesterificación	28
1.2.2 Destilación y recuperación del metanol	30
1.2.3 Purificación de ésteres metílicos	31
1.3 Simulación de Procesos	31
1.3.1 Diseño del proceso.....	32
1.3.2 Simulación de procesos en Ingeniería Química	33
1.3.3 Programas de simulación de procesos químicos y modo de operación.....	34
1.3.4 Aplicación de Aspen Plus® en el diseño de Bioprocesos.....	38
2. Metodología – Simulación	41
2.1. Base de diseño	41
2.2 Pasos para la simulación de procesos	42
2.2.1 Definición y descripción del diagrama de flujo de procesos	42
2.2.2 Inicio de la simulación en Aspen Plus	45
2.2.3. Selección de unidades	46
2.2.4. Selección de componentes químicos	47

2.2.5 Selección del modelo termodinámico	48
2.2.6 División del proceso en módulos y definición de los modelos que representan a las operaciones unitarias	51
2.2.7 Definición de composición, rendimientos y corrientes de entrada de proceso	52
2.2.8 Estructuración del proceso y especificación de las condiciones de operación	54
2.3 Optimización del proceso estándar	64
2.3.1 Descripción de proceso productivo.....	64
2.3.4 Nuevas condiciones de operación.....	67
3. Análisis y Discusión de Resultados.....	71
3.1 Resultados de las corrientes luego de la simulación	71
3.1.1 Resultados del proceso estándar	71
3.1.2 Resultados de las corrientes del proceso optimizado	74
3.1.3 Análisis Económico con Aspen Plus.....	78
4. Conclusiones y Recomendaciones	82
Referencias.....	84
Anexos	99
Anexo A. <i>Resultados de equipos para el proceso estándar</i>	99
Anexo B. <i>Resultados de equipos para el proceso optimizado</i>	101

Índice de figuras

<i>Figura 1 Microalgas desde un microscopio.....</i>	<i>22</i>
<i>Figura 2 Reacción de transesterificación</i>	<i>28</i>
<i>Figura 3 Diseño de procesos. (Martínez Sifuentes et al., 2000)</i>	<i>32</i>
<i>Figura 4 Diagrama de flujo de proceso para obtención de biodiesel a partir de microalgas</i>	<i>43</i>
<i>Figura 5 Diagrama de flujo de proceso estándar en Aspen Plus para la obtención de biodiesel a partir de microalgas</i>	<i>44</i>
<i>Figura 6 Indicaciones generales para iniciar la simulación</i>	<i>46</i>
<i>Figura 7 Unidades métricas usadas en la simulación.....</i>	<i>47</i>
<i>Figura 8 Componentes químicos seleccionados</i>	<i>48</i>
<i>Figura 9 Árbol de decisiones para el modelo termodinámico – Parte I (Carlson, 1996).....</i>	<i>49</i>
<i>Figura 10 Árbol de decisiones para el modelo termodinámico – Parte II (Carlson, 1996)</i>	<i>50</i>
<i>Figura 11 Adición de modelo UNIFAC a la simulación.....</i>	<i>50</i>
<i>Figura 12 Model Palette.....</i>	<i>52</i>
<i>Figura 13 Condiciones de operación para el reactor Rstoic.....</i>	<i>55</i>
<i>Figura 14 Configuración del porcentaje de conversión en la reacción de transesterificación</i>	<i>56</i>
<i>Figura 15 Balances molares de las reacciones químicas de proceso</i>	<i>57</i>
<i>Figura 16 Configuración de las condiciones del destilador</i>	<i>58</i>
<i>Figura 17 Especificaciones de las corrientes en el destilador.....</i>	<i>58</i>
<i>Figura 18 Presión de trabajo en el equipo de destilación.....</i>	<i>59</i>
<i>Figura 19 Configuración de las fases en el destilador.....</i>	<i>59</i>
<i>Figura 20 Introducción de las especificaciones en el separador.....</i>	<i>60</i>
<i>Figura 21 Definición de la primera, segunda fase y corrientes en el extractor</i>	<i>60</i>
<i>Figura 22 Configuración de la presión del extractor</i>	<i>61</i>
<i>Figura 23 Configuración de las condiciones del equipo de purificación.....</i>	<i>61</i>
<i>Figura 24 Variación de la tasa de fondos en el purificador del proceso I para el componente triglicérido linoleico y su éster como biodiesel.....</i>	<i>63</i>
<i>Figura 25 Configuración de las corrientes de entrada y salida del purificador</i>	<i>63</i>
<i>Figura 26 Disposición de la presión y temperatura en el purificador.....</i>	<i>64</i>
<i>Figura 27 Diagrama de flujo de proceso optimizado en Aspen Plus para la obtención de biodiesel a partir de microalgas.....</i>	<i>66</i>
<i>Figura 28 Condiciones de operación del evaporador</i>	<i>68</i>

<i>Figura 29 Fracción de vapor de metanol recuperado en el flash del concentrado resultante en el proceso II</i>	<i>69</i>
<i>Figura 30 Configuración de las condiciones para el equipo de decantación</i>	<i>69</i>
<i>Figura 31 Condiciones de operación para el separador.....</i>	<i>70</i>
<i>Figura 32 Tiempo de vida operativa de la planta del proceso estándar.....</i>	<i>78</i>
<i>Figura 33 Tiempo de vida operativa de la planta del proceso optimizado</i>	<i>78</i>

Índice de tablas

<i>Tabla 1 Composición de la biomasa microalgal.....</i>	<i>24</i>
<i>Tabla 2 Contenido de lípidos en la biomasa de diferentes especies de microalgas</i>	<i>25</i>
<i>Tabla 3 Condiciones de operación para la reacción de transesterificación</i>	<i>30</i>
<i>Tabla 4 Modelos de propiedades termodinámicas disponibles en una simulación</i>	<i>37</i>
<i>Tabla 5 Resultados de un sistema de producción de biodiesel basado en algas.....</i>	<i>40</i>
<i>Tabla 6 Descripción de la terminología aplicada</i>	<i>43</i>
<i>Tabla 7 Definición de modelos que representan a las operaciones y procesos unitarios</i>	<i>51</i>
<i>Tabla 8 Porcentaje de composición de ácidos grasos de la especie Chlorella</i>	<i>52</i>
<i>Tabla 9 Ponderación de ácidos grasos especie Chlorella.....</i>	<i>53</i>
<i>Tabla 10 Corrientes de entrada.....</i>	<i>54</i>
<i>Tabla 11 Condiciones de operación de bombas y calentadores.....</i>	<i>54</i>
<i>Tabla 12 Análisis de sensibilidad para determinación de la tasa de fondos.....</i>	<i>62</i>
<i>Tabla 13 Descripción de la terminología aplicada</i>	<i>65</i>
<i>Tabla 14 Modelos adicionales para el proceso optimizado.....</i>	<i>67</i>
<i>Tabla 15 Análisis de sensibilidad para determinar la fracción de vapor</i>	<i>68</i>
<i>Tabla 16 Resultados de las corrientes del proceso estándar.....</i>	<i>72</i>
<i>Tabla 17 Resultados de las corrientes intermedias y adicionales del proceso estándar.....</i>	<i>73</i>
<i>Tabla 18 Resultados de las corrientes del proceso optimizado</i>	<i>74</i>
<i>Tabla 19 Resultados de las corrientes adicionales e intermedias del proceso optimizado.....</i>	<i>75</i>
<i>Tabla 20 Análisis económico del proceso estándar.....</i>	<i>79</i>
<i>Tabla 21 Análisis económico del proceso optimizado</i>	<i>79</i>
<i>Tabla 22 Resultados de costos</i>	<i>79</i>
<i>Tabla 23 Resultados para las bombas.....</i>	<i>99</i>
<i>Tabla 24 Resultados para el destilador.....</i>	<i>99</i>
<i>Tabla 25 Resultados para los intercambiadores de calor.....</i>	<i>100</i>
<i>Tabla 26 Resultados para el purificador.....</i>	<i>100</i>
<i>Tabla 27 Resultados para el reactor</i>	<i>100</i>
<i>Tabla 28 Resultados para el separador.....</i>	<i>101</i>
<i>Tabla 29 Resultados para las bombas.....</i>	<i>101</i>
<i>Tabla 30 Resultados para el decantador</i>	<i>101</i>
<i>Tabla 31 Resultados para el flash.....</i>	<i>102</i>
<i>Tabla 32 Resultados para los intercambiadores de calor.....</i>	<i>102</i>

Tabla 33 Resultados para el reactor 102
Tabla 34 Resultados para el separador 102

DEDICATORIA

Dedico este trabajo a mis padres Luis y Glenda, por ser mi inspiración para continuar en este largo trayecto universitario y por fomentar en mí la virtud de la convicción sobre mis metas, además de su apoyo incondicional.

A mis hermanos Sara, Belén y principalmente Rolando, que han sido un pilar emocional en mi vida para cimentar mi carácter, y servido de motivación constante para alcanzar un logro más.

A mí, por no dejarme vencer por la adversidad y los obstáculos imprevistos en este camino de aprendizaje humano y profesional hacia el objetivo cumplido de hoy, el ser Ingeniero Químico.

Santiago Narváez

A mis padres, Silvia y Mauricio, por su amor incondicional, por fomentar en mí valores que me han permitido ser una persona constante, responsable y disciplinada y sobre todo por apoyarme firmemente durante esta travesía universitaria.

A mis hermanas, Elizabeth y Mónica, por ser mi ejemplo a seguir, por sus consejos y por enseñarme a seguir siempre adelante. A mis pequeñas confidentes, Heidy y Cristel por ser mi apoyo emocional.

A mis abuelitos, físicamente no están presentes, pero siempre me enseñaron a no rendirme y a luchar por mis sueños, hoy que estoy cumpliendo uno de ellos al convertirme en profesional, sé que están muy orgullosos de mí.

Margoth Pesántez

AGRADECIMIENTOS

Agradecemos sinceramente a la Universidad de Cuenca por permitirnos adquirir los conocimientos y las enseñanzas del profesorado.

A nuestra asesora, PhD. Mayra Vera, quién con mucho cariño y paciencia supo apoyarnos en la resolución de conflictos respecto al trabajo.

A nuestro tutor, PhD. Jorge Delgado, por la guía permanente sobre la construcción de este ápice científico que abre una brecha sobre la cual se puede constituir un nuevo desarrollo tecnológico dentro de la Ingeniería Química y la simulación de procesos.

A Dios, por ser la luz al final del camino.

Glosario

ASTM: American Society for Testing and Materials (Sociedad Estadounidense para Pruebas y Materiales)

CSTR: Reactor de tanque con agitación continua

FAME: Biodiésel/Ésteres metílicos de ácidos grasos

LF: Lagunas facultativas

LM: Lagunas de maduración

MBEP: Millones de barriles equivalentes de petróleo

NRTL: Modelo no aleatorio de dos líquidos

PTAR: Planta de Tratamiento de Aguas Residuales

RD: Destilación reactiva

TAG: Triacilgliceroles

UNIFAC: Modelo de coeficientes de actividad de grupos funcionales UNQUAC

UNQUAC: Modelo de coeficiente de actividad para equilibrio de fase

Introducción

Debido al alto consumo de fuentes de combustibles fósiles y, en particular, a los problemas emergentes relacionados con el calentamiento global provocado por el consumo de productos derivados del petróleo, se hace necesaria la búsqueda de nuevas alternativas medioambientales y con viabilidad sustentable en la incidencia de materias primas sobre procesos de transformación como la obtención de biocombustibles, específicamente biodiesel. Actualmente, hay pocas empresas/industrias trabajando en estos sistemas de procesos a nivel mundial, a través de fuentes primarias que se identifican en las categorías de primera (aceites vegetales), segunda (cultivos no alimentarios), y tercera generación. Esta última, que se refiere a cultivo microalgal, ha sido la menos aprovechada para cubrir con requerimientos energéticos, y la baja disponibilidad de biomasa y biomoléculas; por otro lado, la nula utilización de los recursos de la tierra y la recuperación de nutrientes de las aguas residuales, así como una mayor captura de carbono, hacen que este material primario presente una ventaja esencial frente a otros, para reducir fundamentalmente el impacto sobre la contaminación y seguridad alimentaria.

En Ecuador, no existen datos de la demanda de biodiesel debido particularmente a la escasez de estudios y poco financiamiento de investigaciones sobre el desarrollo de procesos para obtención de este combustible, pues su costo productivo es mucho más elevado al de su análogo proveniente de fuentes de derivados de petróleo. Según el balance energético del país, en comparación con lo anterior, la demanda de diésel para el año 2021 fue 1'421.179 miles gal (miles de galones); esta dependencia de los combustibles permite ejercer presión sobre el manejo de las proyecciones a largo plazo en los efectos técnicos, económicos y ambientales que se generarían sin la suposición del reemplazamiento con fuentes primarias amigables con el medio ambiente (Ministerio de Energía y Minas, 2022). Según el prospecto de Araujo et al., (2019), dentro de la matriz energética ecuatoriana los combustibles de mayor consumo para 2030 corresponderán al Diesel y Gasolina/Nafta con 34,54 MBEP¹ y 22,39 MBEP, respectivamente.

A nivel industrial el uso de microalgas y algas marinas, como medios de soporte para la producción de biocombustibles, tiene una aplicabilidad incipiente debido a los elevados costos que provocan la poca variación de técnicas de tratamiento y extracción de su parte lipídica, proteica, o de carbohidratos; sin embargo, en tanto a la obtención, específicamente, de biodiesel sobre otros bioproductos resultantes hacen de esta materia prima de tercera generación una fuente eficaz para generar mayores rendimientos en la producción final. Por otro lado, consolidar

¹ MBEP: Millones de barriles equivalentes de petróleo

un proceso operativo con las condiciones deseadas, tomando en cuenta la rentabilidad y gasto económico, hace ineludible buscar métodos para diagramar operaciones de forma real y con sustento procedimental. Por ello, la opción más conveniente en este contexto y con una aplicabilidad de escalado industrial, yace en la simulación de procesos.

Representar exactamente un mejoramiento de los diseños y el desempeño de operaciones variadas permite la modificación de las condiciones de modelamientos tecnológicos con sustento en la optimización de procesos mediante la utilización de softwares. Ciertos conjuntos de componentes lógicos permiten la ejecución de tareas específicas como herramientas para predicción de resultados, y es aquí donde la proporción del manejo de problemas críticos de ingeniería y operaciones como el procesamiento de biomasa microalgal para la obtención de biodiesel pueden ser escalados a sistemas reales de aplicación posterior. Aspen Plus se reconoce, entonces, como el soporte lógico con el que se pretende llevar a cabo simulaciones para determinar resultados tecnoeconómicos con énfasis en la factibilidad de procesos de transesterificación (Aspen Technology Inc., 2000)

Ahmed et al., (2022) presentan un procesamiento de biomasa seca de microalgas a través de la síntesis directa de biodiésel mediante extracción y transesterificación (in situ), diagramado por medio de un flujo de proceso construido en Aspen. Por otra parte, Song et al., (2016) llevan a cabo una evaluación técnico económica del proceso de producción de biodiésel por hidrólisis-esterificación y una comparación con la producción de biodiésel convencional, que generalmente incluye secado, extracción de lípidos, esterificación y transesterificación. El balance de energía y materia de los procesos convencional e hidrólisis-esterificación fue evaluado por Aspen Plus. Otro ejemplo claro del tratamiento de algas se expone en una propuesta de cinco escenarios de biorrefinería que incluyen la producción de biodiésel a partir de biomasa de microalgas *Scenedesmus dimorphus*, con simulaciones en Aspen Plus de una columna de destilación reactiva (RD) y otra en un reactor de tanque de agitación continua (CSTR) para la transesterificación de aceite de microalgas (Tejada Carbajal et al., 2020). De este modo, los procedimientos simulados en la obtención de biodiesel a partir de biomasa de microalgas son estudiados efectivamente tras la evolución de los sistemas de generación, que inciden en la rentabilidad operativa de un biocombustible que busca el alcance de mejores rendimientos sobre la producción de residuos orgánicos y su valorización en términos de una utilidad técnica, económica y ambientalmente favorable.

La propuesta de investigación que yace, específicamente, en el aprovechamiento y transformación de la parte lipídica de la biomasa de microalgas (*Chlorella*) en biodiesel como

fuelle de energía alternativa y ecológica, tiene por objetivo llevar a cabo un proceso de simulación en Aspen Plus ® V11 sobre el desarrollo de nuevos modelos de procesos químicos, y el diseño de sistemas de producción de biodiesel con proporciones industriales y de aplicación de modelos alternos. Es posible, entonces, diferenciar aspectos clave de optimización, especificaciones de diseño, análisis de sensibilidad, dinámica y control, además de ahorro de energía. Por consiguiente, se establece su aplicación para la resolución de costos productivos, de energía, de equipamiento e instalación, costo/capital y costo/utilidad sobre biodiesel con material biomásico de tercera generación.

Objetivo general

Analizar la viabilidad técnico económica mediante Aspen Plus para la obtención de biodiesel a partir de la fracción lipídica de microalgas

Objetivos específicos

- ✓ Crear una base de datos sobre la caracterización/composición lipídica de microalgas.
- ✓ Diseñar un proceso de simulación estándar para la producción de biodiesel a partir de biomasa microalgal.
- ✓ Modelar operaciones unitarias para generación de biocombustibles mediante el software Aspen plus usando datos de estudios similares.
- ✓ Modificar las condiciones del modelo para la optimización de procesos en transformación de biodiesel a partir de aceite de microalgas.

1. Marco Teórico

1.1 Biocombustibles

1.1.1 Generalidades

El agotamiento de las fuentes primarias para la producción petrolera y sus derivados, en la actualidad, debido a su incremento mundial de consumo en más de un 1% cada año (MET, 2021), fundamentan el gran impacto sobre el cambio climático local y global mediante la contaminación residual de los ecosistemas, en general, por los componentes en sus diversas fases de degradación estructural. Tras el consumo/transformación de recursos fósiles, y consiguientemente la ausencia de factibilidad para su extracción, surge como una alternativa viable el reemplazo directo de las fuentes en la generación de productos medioambientalmente sustentables y bioenergéticamente eficientes como biocombustibles.

Los biocombustibles se han convertido en fuentes de energía sostenibles y atractivas por su papel sobre la reducción de la dependencia, principalmente del petróleo, y sus derivados. Debido al incremento de la población mundial, el agotamiento de los combustibles fósiles, aumento de la demanda de alimentos y energía, además de los cambios climáticos, estos combustibles derivados de material orgánico tienen un alto potencial para la integración de una economía más ecológica en el medio actual (Ban et al., 2022; Thanigaivel et al., 2022). El petróleo crudo, por ejemplo, que no es renovable, a pesar de producir la mayor parte de la energía y materias primas, ha contribuido al aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero del mundo. Por ejemplo, para 2021 su aporte ha sido de 1,9% en comparación a lo documentado en 1990, y un 5,6% con respecto al valor de 2020 (Cuenca, 2022). En consecuencia, la búsqueda de reemplazos a largo plazo yace como un requisito primordial en este momento (Thanigaivel, Priya, et al., 2022). Pero, ciertamente deben estudiarse dos factores principales para la producción de biocombustibles, el primero recae sobre la disponibilidad de materia prima, y un segundo a través de la elección del proceso más adecuado para producir el biocarburante (Sajid et al., 2016).

Estos combustibles llamados ecológicos y no tóxicos se obtienen, actualmente, mediante técnicas efectivas de manipulación comercial de biomasa como fuente para su producción (Thanigaivel, Vickram, et al., 2022). Se aprovecha, entonces, la fracción biodegradable de productos, desechos y residuos, procedentes de diferentes actividades agrarias, residuos industriales y municipales, en los que se incluyen cultivos alimentarios, materiales o plantas

lignocelulósicas, sustancias de origen animal y microalgas (De Lucas Herguedas et al., 2012; Okeke et al., 2022). Una de las formas de catalogar la biomasa es en base al bioproducto final obtenido, por tanto, se puede clasificar en biomasa de primera, segunda y tercera generación. La primera es a partir de azúcares, almidón, aceites vegetales o grasas animales de los cuales se producen bioalcoholes, aceite vegetal, biodiesel, biogás, etc.; las de segunda generación comprenden bioalcoholes, bioaceite, hidrógeno, diésel bio-Fischer, entre otros, a partir de cultivos no alimentarios como paja de trigo, madera de maíz, residuos sólidos y cultivos energéticos; finalmente, las de tercera generación usan específicamente las algas como materia prima por su alto contenido de carbono para la producción de biocombustibles y bioproductos como bioetanol, aceites vegetales, biodiésel, nutraceuticos, productos farmacéuticos, biocarbón, entre otros (Galanopoulos et al., 2019; Okeke et al., 2022).

Los biocarburantes de primera y segunda generación causan problemas a corto, mediano, y largo plazo por requerimientos de suelo agrícola, uso de alimentos consumibles y su incremento de precio, lo que afecta la seguridad alimentaria y, a su vez, generan desafíos sociales, económicos y ambientales para establecerse como fuente de materia prima; por tanto, los bioproductos a partir de microalgas resultan ser más prometedores en tanto a sus altos contenidos de compuestos bioactivos como carbohidratos y lípidos, responsables de la conversión a biocombustibles, en comparación con su biomasa total (Pazmiño-Sánchez et al., 2017; Thanigaivel, Priya, et al., 2022). En el caso de la producción de energía, las microalgas se combinan con otros sistemas, como, por ejemplo, con el tratamiento de aguas residuales y/o la producción de productos de valor añadido para que el concepto de cultivo/procesado logre ser económicamente viable (Cárdenas Vargas, 2012).

En el margen de mejora sobre la contaminación ambiental y la gestión de residuos de combustibles fósiles, los biocarburantes líquidos surgen como la alternativa más adecuada a largo plazo; son fácilmente transportados y almacenados por su alta densidad energética, además de contar con la opción de reconversión en contraste con sus análogos sólidos y gaseosos (Rehman Hakeem et al., 2022). Si bien existen productos y subproductos de los procesos termoquímicos que se llevan a cabo, se podrían establecer dos generaciones tecnológicas principales que, idealmente, fomentan el reciclaje de materias primas agrícolas y la reducción de emisiones de CO₂ (Sivakumar et al., 2010). El primer bioproducto, conocido como bioetanol o etanol anhidro y obtenido de biomasa lignocelulósica, es un biocombustible neutro de carbono, de bajo punto de ebullición, alto octanaje, y calor de vaporización superior. Este producto resulta de la fermentación de glucosa, sacarosa, y otros azúcares a partir de fuentes

vegetales como la caña de azúcar, remolacha azucarera, maíz, etc. Este biocombustible líquido avanzado presenta menor emisión de contaminantes y una combustión más limpia, lo que la asocia al mejoramiento de motores de explosión interna (Praveen Kumar & Bharathiraja, 2021). En comparación, el segundo producto desarrollado corresponde al biodiesel proveniente de la conversión de aceite vegetal, fundamentalmente, con alcoholes y que comprenden ésteres alquílicos de cadena larga. Ciertamente, el uso del biodiesel puede llegar hasta un contenido totalmente puro, pero el mismo suele mezclarse con el petrodiesel en proporciones variables dependiendo de las políticas económicas y ambientales de los lugares donde sucede el mezclado (Hasanuzzaman & Abd Rahim, 2019; Rehman Hakeem et al., 2022). Para la economía energética, el biodiesel elaborado a partir de fuentes no comestibles ha tomado un papel significativo para mitigar los niveles de contaminación, basando su producción específicamente en algas; el uso de estos microorganismos fototróficos a pesar de las limitaciones que conllevan las fases de su cultivo/cosecha, se consolida como un desafío importante. Sin embargo, una mayor captura de CO₂ y luz solar son ventajas que ofrece como sustituto (Rehman Hakeem et al., 2022). La hoja de ruta de energía renovable muestra que se espera que los biocombustibles líquidos, el bioetanol y el biodiesel actuales y avanzados proporcionen alrededor del 10 % de la energía solamente del transporte en 2030, tres veces más que en 2017 (Praveen Kumar & Bharathiraja, 2021).

1.1.2 Biodiesel

El biodiesel es un combustible biodegradable obtenido a partir de biomasa de aceites vegetales, grasas animales y organismos fotosintéticos, es decir, proviene de una fuente de energía renovable, por lo cual se considera a este biocombustible como un sustituto prometedor del diésel del petróleo. Químicamente se define como ésteres monoalquílicos de ácidos grasos de cadena larga, producto de la alcoholisis de triglicéridos (Aboelazayem et al., 2018; Vélez Tamayo, 2013). En su producción se consumen organismos fotosintéticos como plantas, macroalgas, microalgas y cianobacterias; asimismo las transformaciones suceden a partir de cultivos alimentarios, y biomasa lignocelulósica (Goswami et al., 2021).

El proceso más utilizado para la producción de biodiesel es a través de la transesterificación, que consiste en la reacción entre los triacilglicerolos presentes en la biomasa y un alcohol generalmente metanol por el bajo costo, en presencia de un catalizador; los productos de esta reacción son ésteres metílicos de ácidos grasos (FAME) y glicerol (Aboelazayem et al., 2018; Knothe & Razon, 2017; Sajid et al., 2016; Zhou et al., 2022).

Biodegradabilidad, un alto punto de inflamación, bajas emisiones de partículas, lubricidad inherente, nulo contenido de azufre y compuestos aromáticos, y un alto índice de cetano son particularidades que caracterizan al biodiesel como un combustible verde sostenible, además de su miscibilidad con el petrodiesel que permite la combustión interna en motores en diversas proporciones. El biodiesel mejora la calidad del aire y satisface las demandas energéticas (Aboelazayem et al., 2018; Ahmed et al., 2023; Knothe & Razon, 2017).

1.1.2.1 Estado Actual del Biodiesel

1.1.2.1.1 Biodiésel en el mundo

En 2019, se produjeron 52.000 millones de litros siendo las materias primas más utilizadas el aceite de palma (29 %), soja (25 %), colza (17 %), y otros con el porcentaje faltante (Salva la Selva, 2022). Además, la producción total entre 2010 y 2022 mostró un crecimiento acumulado de 140 %. Según la variación interanual para este segmento temporal, existe una clara tendencia productiva que incrementa el alcance de 50 millones de metros cúbicos entre los últimos años. Consecuentemente, Pydimalla et al. (2023) indica que para 2026 la industria mundial del biodiesel alcanzará los 40.2 mil millones de dólares a una tasa de crecimiento anual compuesta de 4.6%.

En el primer semestre de 2022, Europa presentó la mayor cantidad de biodiesel, aunque el mercado europeo del biodiesel ya se encuentra saturado. En el mismo año, se esperaba que en Asia - Pacífico, específicamente en India se usara 180 millones de galones de biodiesel. (Pydimalla et al., 2023). No obstante, los productores más significativos de biodiésel en el mundo son Indonesia, Estados Unidos, Brasil, Alemania y Francia, que abarcan un 53% y el complementario productivo que se distribuye en otros países del mundo, con una participación destacada de Argentina, Países Bajos, España, Malasia y Tailandia (Torroba, 2020).

1.1.2.1.2 Biodiesel en América Latina

Existe una constante variación de la producción de biodiesel dentro de la zona sur americana, asimismo de materia prima. Por ejemplo, Bolivia realiza una de las mayores exportaciones de aceite de soja en el mundo, alcanzando para 2018 las 377 mil toneladas. En comparación, ciertos países como Argentina y Uruguay utilizan aceites vegetales de soja, canola y aceite de freír usado, en la producción de biodiesel. Las exportaciones son más referenciadas al primer país; por otro lado, el segundo presenta una capacidad de 83 millones de litros de biodiesel al año. La industria brasileña, por su parte, aporta un total de 57 000 millones de litros de biodiesel para

2023, cuya producción depende esencialmente del aceite de soja. En tanto a la producción colombiana; de las 12 plantas en funcionamiento como biorrefinerías, su capacidad se ve reducida a un tercio del total por el desacuerdo en precios de este biocombustible con países exportadores como EEUU y de la Unión Europea. Sin embargo, la situación no es tan preocupante como en el caso de Chile por la poca disponibilidad de suelos para el cultivo de material primario, así como la ausencia de tecnología para el procesamiento en el caso de Guyana (De Souza et al., 2022).

1.1.2.1.3 Biodiesel en el Ecuador

En Ecuador se inició la producción de biodiesel en el año 2005. Aguinaga Echanique (2015) indica que la producción para ese año resultó en 140 millones de litros; no obstante, 85 millones de litros se destinaron para el programa nacional de biodiesel. Este programa tiene el objetivo de que se incorpore biodiesel en diferentes proporciones al diésel que se distribuye en el país, con la finalidad de mitigar los daños medioambientales y buscar nuevas alternativas de biocombustibles. A nivel industrial, la producción de biodiesel se sustenta a partir del aceite de palma africana. En Manabí, ciudad de Manta, se encuentra la Fabril S.A. como una empresa pionera en el país dentro de las mayores plantas de biodiesel con una capacidad instalada de 170 millones de litros por año (De Souza et al., 2022). Figueroa de la Vega (2008) indica que esta empresa realiza exportaciones de este biocombustible a Estados Unidos, mismo que cuenta con los avales de calidad requeridos por dicho país. A mediados de la década de los 2000, se alcanzó un total de 340.000 toneladas sobre la producción de aceite de palma africana (Almeida-Naranjo et al., 2022; Global Ratings, 2021). Por otro lado, la característica técnica y económica del aumento de los precios del aceite, principalmente, abre una brecha de procesamiento de biomasa en la producción de biocombustibles, y un consiguiente reconocimiento del peligro sobre el aspecto alimenticio. En Ecuador, uno de los mayores prospectos productivos que tiene por objetivo la disminución del uso del diésel como principal comburente y sustitución por biodiesel a partir de aceite vegetal es el proyecto Piñón; el producto obtenido corresponde a aceite puro de piñón que es cultivado específicamente en la provincia de Manabí, zona costera que provee material primario para generación de energía eléctrica en la Isla Floreana, Galápagos (EFEverde, 2018; Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura, s/f; Merino, 2019).

1.1.3 Importancia de la biomasa de tercera generación

Existen avances significativos en la generación de productos basados en biomasa lignocelulósica, residuos agrícolas y biomasa de algas, como alternativas a la gasolina y los productos derivados del petróleo crudo (Koyande et al., 2019). En la satisfacción de la necesidad mundial y la demanda posterior a través de fuentes renovables, se han investigado algunos tipos de cultivos y aceites en la producción de biocombustibles. Bioetanol a partir de caña de azúcar es un claro ejemplo de la invención de nuevos procedimientos con base en material oleaginoso, que de manera similar aborda un rol principal como fuente de biomasa para la producción de biodiesel, colza, aceite de palma, entre otros. Por otro lado, la ausencia regular de un suministro de este tipo de biomasa se considera una desventaja en la generación de combustible; adicional a ello, esta materia prima es incapaz de cubrir los requerimientos debido al rápido agotamiento de los suministros de combustibles fósiles. Consecuentemente, una nueva producción de biocombustibles, denominada de tercera generación, a base de biomasa de microalgas ha tomado auge en los últimos años (Thanigaivel, Vickram, et al., 2022). Se usan específicamente las algas como medio de soporte para la producción de aceites vegetales, biodiésel, bioqueroseno, nutracéuticos, y productos farmacéuticos (Galanopoulos et al., 2019). Por ello, y a pesar de los obstáculos técnicos de los procesos de cultivo y recuperación de biomasa, toma importancia sobre la valorización de disposiciones finales para bioproductos y biocombustibles debido a una mayor tasa de crecimiento y producción de material con componentes bioactivos (Khoo et al., 2019).

Las microalgas tienen la capacidad de desarrollarse en diversos sistemas de agua, no necesitan tierra cultivable y pueden prosperar en ambientes donde otras plantas de cultivo no lograrían crecer, como suelo rocoso, agua alcalina salada y aguas residuales (Thanigaivel, Priya, et al., 2022). La eficiencia fotosintética de las microalgas es una ventaja superior con respecto a otros tipos de organismos unicelulares como levaduras, mohos, bacterias y cianobacterias, que también forman el material base para la transformación y obtención de biocombustibles, biodiesel esencialmente (Knothe & Razon, 2017).

Alrededor de 75% y 80% del costo en la producción de biodiesel ha sido determinado por la materia prima, lo que conduce a la búsqueda de material primario más económico y de fácil acceso, entre los que se incluyen aceites de cocina usados, grasas y grasas animales. La mayoría de aceites vegetales/plantas presentan perfiles con la permanencia de los cinco ácidos grasos más comunes, con proporciones variables dependiendo de las propiedades antes y

después de su conversión en ésteres metílicos: palmítico, esteárico, oleico, linoleico y linolénico (Knothe & Razon, 2017).

1.1.4 Microalgas

Figura 1

Microalgas desde un microscopio



Nota. Recuperada del Laboratorio de Enzimología Molecular del Instituto de Agrobiotecnología del Litoral (IAL, CONICET- UNL).

Las microalgas se definen como organismos microscópicos fotosintéticos procariotas y eucariotas, que, en presencia de energía luminosa, captan el dióxido de carbono (CO_2) atmosférico y lo transforman en biomasa a través de la fotosíntesis. Se caracterizan por crecer y desarrollarse en diferentes ambientes, entre ellos espacios acuosos como: estanques, lagos, ríos, aguas residuales, lagunas cerradas con contenido elevado de sales, oasis en la mitad del desierto y mares (Okeke et al., 2022; P. A. Rodríguez et al., 2016; Vale et al., 2020; Ycaza, 2017).

Las microalgas se consideran una fuente de materia prima sustentable debido a ciertas características, entre las que se resalta su alta tasa de crecimiento, cortos tiempos de generación, capacidad para sobrevivencia en condiciones diversas y extremas (tolerancia a una variedad de temperaturas, pH, salinidad e intensidad de luz), además su producción/crecimiento se da durante toda la época del año, requerimientos mínimos de tierra en contraste con otros sistemas de cultivo como las plantas oleaginosas, a más del uso de aguas residuales como sustento nutritivo y/o captura de gases CO_x y NO_x como flujo de nutrientes procedentes de fuentes contaminantes (Cobos Ruiz et al., 2015; Hernández-Pérez & Labbé, 2014; Lu et al., 2016; Okeke et al., 2022).

Investigaciones realizadas por Chisti (2007) revelan que para la producción de 1 tonelada de biomasa de algas se fijan aproximadamente 1,83 t de dióxido de carbono, lo que permite reducir considerablemente la huella de carbono y minimizar los efectos del calentamiento global producto del consumo excesivo de combustibles fósiles. Debido al alto contenido en nutrientes como lípidos, proteínas y carbohidratos, las microalgas son reconocidas como una fuente viable para producir diversas sustancias de interés comercial como nutrimentos, aditivos alimentarios, fármacos, bioproductos, biocombustibles, bioaceites, entre otros (Cobos Ruiz et al., 2015; Okeke et al., 2022).

La biomasa de tercera generación puede alimentarse con una variedad de mezclas de gases residuales de combustión, se incluyen óxidos de nitrógeno y azufre, dióxido de carbono y otras fuentes orgánicas e inorgánicas de nitrógeno y fósforo. En este marco, también son aprovechadas las aguas residuales agrícolas, cloacales e industriales como medios de conversión a bioenergía, alcanzando productos sustentables que implican la reducción del daño medioambiental de las fuentes contaminantes. La fijación de CO₂ de las microalgas es mucho más eficiente hasta en unas 50 veces más que las plantas terrestres debido a una estructura celular de captura y rápido crecimiento; representa, de esta manera, una reducción del 78% del CO₂ emitido en contraste con el petrodiesel (Brennan & Owende, 2010; Thanigaivel, Priya, et al., 2022).

Para obtener biomasa de microalgas se deben seguir algunos pasos; primero, el cultivo de las especies en concreto, proporcionándoles los nutrientes necesarios para que los microorganismos se desarrollen correcta y rápidamente; segundo, cosechar o aplicar algún método físico o mecánico para recolectar la mayor cantidad de microalgas; finalmente, emplear un método de disrupción celular mediante el cual se va a extraer la mayor cantidad de metabolitos que serán aprovechados como biomasa microalgal (Sharma et al., 2022).

Los sistemas celulares efectivos de las microalgas, para la recolección de energía solar, producen compuestos orgánicos a través de una variedad de mecanismos. Un enfoque de biorrefinería es posible si se adecuan las condiciones anaeróbicas eficazmente en la producción de metano tras su fermentación, identificando anteriormente las sustancias lipídicas a partir de las algas procesadas (Thanigaivel, Vickram, et al., 2022). Estos organismos microscópicos requieren 0,1 m² de superficie para producir 121.104 kg/año de biodiésel (Shiong Khoo et al., 2020).

1.1.4.1 Composición general de la biomasa de microalgas

Entre los componentes principales de esta materia prima se encuentran 3 predominantes como son las proteínas, carbohidratos y lípidos, cuyos porcentajes se visualizan en la tabla 1.

Tabla 1

Composición de la biomasa microalgal

Componente	Porcentaje (%)
Proteínas	6 - 71
Carbohidratos	4 - 64
Lípidos	1 - 74

(Escobedo et al., 2021; Tejada Carbajal et al., 2020)

La variabilidad en los porcentajes de los componentes se debe a las condiciones del cultivo, además de que las microalgas poseen un sistema metabólico adaptable e inducible que permite la estimulación de ciertos componentes. Por ejemplo, si se desea estimular la acumulación de lípidos (triacilgliceroles y ácidos oleicos) en las células de las algas, se debe limitar la cantidad de ciertos nutrientes como el nitrógeno en sus diferentes formas amonio o iones nitrito/nitrato; sin embargo, ciertas limitaciones de nutrientes producen efectos negativos como la restricción de nitrógeno que causa la reducción en la producción de algas (Cobos Ruiz et al., 2015; Hernández-Pérez & Labbé, 2014; Okeke et al., 2022).

1.1.4.2 Composición lipídica de las microalgas

La digestión anaeróbica se determina cuando la recuperación de lípidos se encuentra en un rango de entre 3 y 20% en peso seco. A pesar de una tasa de hidrólisis más lenta en tanto a la fermentación de lípidos (Russell et al., 2022), la proporción de aceite en la biomasa seca de las microalgas, supera el 80%. Por otro lado, niveles de 20 a 50% son comunes en ciertas especies, lo que se dilucida en la tabla 2. La incidencia, asimismo, de la tasa de crecimiento de estos microorganismos y del contenido total de aceite en la biomasa indican la variación de la productividad de aceite para producir biodiesel (Okeke et al., 2022). Otros autores muestran contenidos lipídicos del 50 al 70% en peso seco, datos que económicamente llegan a ser factibles para su conversión a biocombustibles (Khoo et al., 2019; Sharma et al., 2022).

Tabla 2

Contenido de lípidos en la biomasa de diferentes especies de microalgas

Microalga	Contenido de Aceite (% peso seco)
<i>Chlorella sp.</i>	28-32
<i>Cylindrotheca sp.</i>	16-37
<i>Nitzschia sp.</i>	45-47
<i>Schizochytrium sp.</i>	50-77
<i>Nannochloropsis sp.</i>	31-68

(Khoo et al., 2019)

Los lípidos en microalgas se clasifican en polares y no polares. Mimouni et al., (2018) cita que entre el 41% al 92% del total de los lípidos producidos corresponden a los primeros dentro de los cuales se hallan glicolípidos y fosfolípidos. Por otro lado, los no polares representan del 5 al 51% del total producido e incluyen ácidos grasos libres, triacilgliceroles (TAG) y esteroides. Las funciones principalmente de los lípidos en la célula son el almacenamiento de energía y soporte estructural a las membranas celulares (Russell et al., 2022).

Entre los factores influyentes en la producción de lípidos están el contenido de nitrógeno (luego del carbono). El incremento en los niveles de lípidos llega a más del 40% cuando el factor limitante es el nitrógeno, contenido lipídico que aproximadamente se encuentra en un 20%. Sin embargo, la producción de algas se ve afectada con la limitación de este factor en la estimulación por generar mayores proporciones de lípidos; por ende, alta productividad y un alto contenido en lípidos son términos mutuamente excluyentes (Hernández-Pérez & Labbé, 2014).

1.1.5 Microalga *Chlorella*

Experimentos realizados por Nambukrishnan & Singaram (2022) comparan cuatro especies diferentes de microalgas, y muestran como resultado que la especie *Chlorella* presenta un máximo rendimiento de biomasa y de lípidos de 3,84 y 1,56 g/L, respectivamente, asimismo un contenido de lípidos resultante del 42%. Del mismo modo, un estudio realizado por Montero-Sánchez et al., (2012) arrojó resultados similares para la especie en cuestión, donde se obtuvo 27,8% en contenido de lípidos, productividad de lípidos de 42,49 mgL⁻¹d⁻¹ y productividad de biomasa de 0,15 gL⁻¹d⁻¹. Tomando en cuenta las variaciones de las fracciones lipídicas por las

especies de la familia *Chlorella*, se han recopilado los datos correspondientes a la composición por ácidos grasos más influyentes y de mayor proporción para la cepa en estudio (Tabla 7), que se expondrán a detalle en la sección metodológica.

Generalmente, se utilizan como materia prima todos los componentes de la biomasa microalgal; no obstante, estudios efectuados por Ahmed et al., (2022) muestran que la fracción lipídica de cinco triglicéridos, principalmente, representan el 87,5%, entre los que se involucran primordialmente triglicéridos de los ácidos palmítico, oleico, esteárico, linoleico y linolénico. Por otra parte, Rodríguez (2017) muestra que aproximadamente el 95% del total del material primario es la composición que la especie *Chlorella* muestra para los mismos componentes ya mencionados. Este cambio permite tener resultados más realistas del uso de la biomasa y de la producción de biodiesel industrialmente.

1.1.6 Disponibilidad de microalgas *Chlorella* en Cuenca - Ecuador

Con el desplazamiento de las fuentes fósiles por la generación de biodiesel se hace ineludible encontrar biomasa que no destruya la capacidad potencial de los alimentos a ser consumidos; es por ello que se ha dado mayor énfasis, actualmente a materias primas de tercera generación, amigables con el medio ambiente, con potencial para ser cultivadas durante todo el año, y con requerimientos nutricionales que son cubiertos en su gran mayoría por componentes disueltos o en suspensión de aguas residuales. Debido a su tolerancia, ciertas especies se utilizan en el tratamiento de estos efluentes (Hernández-Pérez & Labbé, 2014). Ycaza (2017) vincula el cultivo a gran escala de microalgas con la acuicultura, en su acción como biorremediador de arroyos con residuos generados en ella, además de llegar a ser un sector estratégico para Ecuador en la agricultura.

Una bioacumulación eficiente, el uso de nutrientes y una alta productividad de nueva biomasa son resultados de la aplicación de procesos biológicos de tratamiento con efluentes basados en microalgas para cumplir el objetivo de reducir el consumo de recursos naturales y generar bioenergía y bioproductos de valor añadido (Grandclément et al., 2017; Rawat et al., 2013; Rusten & Sahu, 2011). Implementar, por consiguiente, un concepto de bioeconomía circular mediante una estrategia de crecimiento socioeconómico sería efectivo si no existiesen problemas sobre los costos en la recuperación eficiente de los recursos (Goswami et al., 2021).

La relación costo-beneficio de las microalgas presenta una ventaja primordial ante la biorremediación, pues su aptitud para adaptarse a condiciones adversas, formar simbiosis con

otros microorganismos, y retener, de igual forma, metales pesados, lo convierten en un absorbedor con carácter renovable y sostenible frente a los tratamientos de aguas residuales (Okeke et al., 2022).

Recientemente se ha experimentado el desarrollo de cultivos de microorganismos algales mediante procesos químicos, y modelos estandarizados sobre los cuales se regulan las características de crecimiento y se afectan las propiedades de la biomasa final. Los lípidos y carbohidratos, esencialmente, son extraídos con fin de determinar procesos bio y termoquímicos para la obtención de biocombustibles. En consecuencia, Rodríguez (2017) evalúa métodos de extracción de aceite de microalgas para la producción de biodiesel, y revela que, específicamente, especies de la familia *Chlorella* crecen en lagunas dentro de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ucubamba (PTAR), en Cuenca - Ecuador. Según datos proporcionados por el Instituto Ecuatoriano de Estadísticas y Censos (2016) en el país existen alrededor de 421 plantas de tratamiento de aguas residuales en las cuales se podrían implementar métodos biológicos usando diferentes microorganismos, entre ellos microalgas, para el tratamiento de aguas negras.

1.2 Proceso para la obtención de biodiesel

Para la obtención de biodiesel a partir de microalgas se requiere etapas generales como el cultivo, cosecha o recolección de la biomasa, extracción de los lípidos y la reacción de transesterificación. Para el caso del cultivo este puede llevarse a cabo tanto en estanques como en fotobiorreactores. Schenk et al., (2008) explica que, en los sistemas abiertos, en contacto con la atmósfera, puede perderse agua por evaporación, no se puede controlar la temperatura y especies no deseadas pueden introducirse a largo plazo. Por otro lado, los fotobiorreactores son una mejor opción, permiten condiciones controladas de temperatura, luz, agitación, entre otras. Uno de los procesos más influyentes en la producción de biodiesel es la cosecha, algunos autores como Rawat et al., (2013) mencionan que el mismo representa entre el 20-30% del coste total, sin embargo, Wrede et al., (2014) indica que representa el 50% de ese costo. Por tanto, se debe buscar la técnica más eficiente para lograr obtener la mayor cantidad de biomasa al menor costo; este proceso puede darse a través de métodos tradicionales, como la sedimentación y la centrifugación. El proceso de extracción de lípidos se considera la etapa más costosa, debido a que la deshidratación y separación de lípidos generan los más altos consumos de energía en la etapa de recolección de biomasa, como parte del pretratamiento a la extracción (Russell et al., 2022). Los métodos para la recuperación de compuestos bioactivos son variados, y se emplean

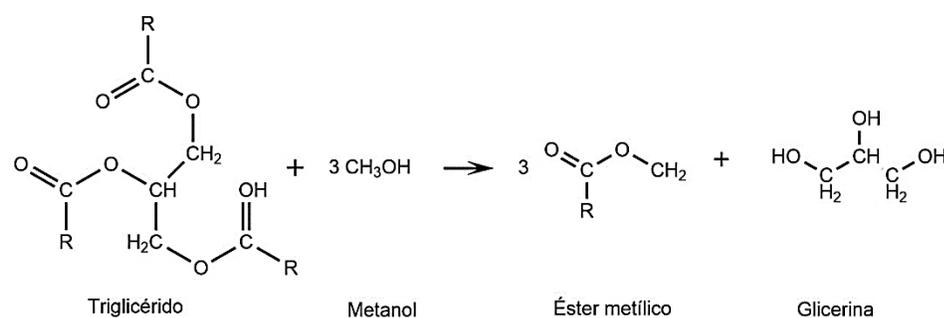
desde técnicas mecánicas por acción de cizallamiento, químicas a través de solventes, físicas a partir de microondas y, hasta técnicas biológicas que liberan moléculas de interés gracias al rompimiento de membranas celulares usando enzimas (Lee et al., 2017; Sharma et al., 2022).

1.2.1 Transesterificación

La transesterificación es una reacción de tres pasos sucesivos entre ácidos grasos y alcoholes, donde los triacilglicéridos se convierten paso a paso en diglicéridos, monoglicéridos y finalmente en glicerol, con un mol de éster monoalquílico formado en cada paso (como se visualiza en la figura 2). Este proceso es generalmente catalizado por ácidos o bases; sin embargo, para minimizar riesgos de corrosión a escala industrial se utilizan bases como catalizadores, además de ventajas económicas y velocidad de reacción, el hidróxido de sodio resulta ser el catalizador de mayor uso e interés (Caetano et al., 2014; Castellar Ortega et al., 2014; Ordóñez & Barboza, 2019; Saravanan et al., 2023). Según procesos de transesterificación realizados por Ma et al., (2015) y Narula et al., (2017), la aplicación de una relación molar de metanol-aceite 8:1 produce un rendimiento de biodiesel de 93.07% para el primer estudio; en tanto al segundo, se obtiene una conversión de 88.89% con una relación volumétrica 3.2:10. La transesterificación generalmente se da en un reactor de tanque agitado (CSTR) y las condiciones comunes para esta reacción son temperaturas de entre 60 - 65°C, presión de 1 bar, tiempo de 2 a 3 horas, relaciones molares de alcohol: aceite de 6:1 o 3:1, y catalizador (NaOH) al 1% (Ban et al., 2022; Folayan & Anawe, 2019; Ordóñez & Barboza, 2019). Adicionalmente, las reacciones de transesterificación se realizan basándose en el modelo de reacción de primer orden mediante parámetros cinéticos como la energía de activación, donde Ban et al., (2022) indica que 63,1 kJ/mol son necesarios para llevar a cabo procesos con catalizadores heterogéneos básicos.

Figura 2

Reacción de transesterificación



La producción de biodiesel se identifica esencialmente durante la transesterificación, proceso clave para obtener biocombustible más limpio y ecológico a partir de aceites vegetales (Meher et al., 2006). En este caso, el aceite corresponde a la fracción lipídica microalgal que interacciona con el metóxido formado entre el catalizador y el alcohol. Así, el metanol y el etanol son usados con más frecuencia, pero el primero debido a su economía y ventajas fisicoquímicas reacciona rápidamente con los triacilglicéridos y se disuelve más fácilmente en álcalis (Castellar Ortega et al., 2014).

1.2.1.1 Grado de conversión de reacción de transesterificación

La tabla 3 muestra condiciones de operación para la reacción de transesterificación específicamente; se establecen, de esta manera, variaciones entre el tipo de catálisis homo y heterogénea sobre los rendimientos o porcentajes de conversión del proceso. Dichas discrepancias pueden tener sustento en las diferentes relaciones aceite/alcohol, además de la naturaleza del catalizador utilizado. No obstante, se mantiene un enfoque catalítico homogéneo mediante el uso de hidróxido de sodio. Autores como Feng et al., (2022) y Lee et al., (2022) validan un rendimiento de reacción del 95%, y condiciones de procesamiento similares aplicadas en este trabajo mediante simulación.

Tabla 3

Condiciones de operación para la reacción de transesterificación

Tipo de reacción	Condiciones de reacción			Rendimiento (%)	Referencia
	Relación biomasa/ metanol (g/ml)	Catalizador	Conversión		
Catalizada por base homogénea	1:79	19,9 KOH/lípido por mol	60°C 2h	90,4	(Nguyen et al., 2019)
Catalizada por base heterogénea	1:8	10% en peso de KOH/Al ₂ O ₃ a lípido	60 °C 5h	89,5	(Nguyen et al., 2019)
Catalizada por base homogénea	1:6	NaOH al 1,2 %	65°C	89	(Sivaramakrishnan & Incharoensakdi, 2017)
Catalizada por base homogénea	3ml metóxido/10 mg biomasa seca	NaOH	60°C 2h	97,1±1.6	(Kialashaki et al., 2019)

1.2.2 Destilación y recuperación del metanol

La destilación en la producción de biodiesel es un proceso utilizado para purificar el producto final y eliminar impurezas que puedan afectar su calidad. Generalmente, el FAME que proviene de la reacción de transesterificación contiene impurezas como glicerol, agua, metanol y sales, que deben eliminarse para producir un biodiesel de alta calidad. La destilación se realiza a menudo en una columna de destilación de varias etapas.

La operación consiste en calentar el biodiesel a una temperatura específica para separar los componentes según su punto de ebullición, es decir el proceso implica la evaporación del biodiesel crudo y la posterior condensación de los vapores en un condensador, produciendo una corriente líquida que corresponde a biodiesel libre de impurezas y es recolectada en la parte inferior de la torre de destilación, por la parte superior se recupera el metanol para ser reutilizado en el proceso de producción.

1.2.3 Purificación de ésteres metílicos

El producto proveniente de la etapa anterior aún contiene impurezas como restos de catalizador, agua, sales, ácidos grasos libres y otros contaminantes, por lo que se debe aplicar la etapa de purificación para obtener un producto de más alta calidad y estable.

La purificación en la producción de biodiesel es un proceso crítico que se realiza para eliminar las impurezas presentes en el FAME crudo. Esta operación puede incluir varios procesos como la separación en dos fases, es decir una fase de biodiesel y otra fase de glicerina, además de una etapa de lavado y posterior purificación para eliminar impurezas restantes para obtener biodiesel de alta calidad.

A nivel industrial existen dos categorías dentro de los métodos más utilizados en la purificación de biodiesel. La húmeda, utilizada con mayor frecuencia en grandes instalaciones, suele darse en dos lavados consecutivos. En una primera etapa, se utiliza ácido clorhídrico, sulfúrico, fosfórico o cítrico en la neutralización; y en una segunda fase, se elimina el exceso de ácido con agua neutra. Los problemas más comunes de este proceso son la hidrólisis de jabones produciendo ácidos grasos libres, y la corrosión por los ácidos en los diversos equipos y sistemas de flujo (Mendow & Querini, 2013).

Los lavados en seco se efectúan usando resinas de intercambio iónico o polvos de silicato de calcio y magnesio. El mayor inconveniente respecto a este método consiste en la eliminación del metanol por evaporación. Adicionalmente, el costo de las resinas es muy elevado y los polvos finos no son fáciles de eliminar. Cabe recalcar que, para el caso de la producción de ésteres etílicos, los tratamientos descritos no pueden ser utilizados por el gran contenido de jabón en el biodiesel crudo (Mendow & Querini, 2013).

1.3 Simulación de Procesos

Simulación de procesos se define como una técnica de representación y evaluación, de forma rápida, de un proceso real basado en una esquematización de operaciones interrelacionadas mediante modelos matemáticos, cuyo objetivo es conocer el comportamiento de variables del sistema, y la resolución de un cierto número de ecuaciones de forma viable por medio de programas computarizados (Jiménez Ocaña, 2018; Martínez Sifuentes et al., 2000). Dentro de las aplicaciones industriales, analizar la factibilidad de un proceso recae sobre el dimensionamiento de equipos e investigación de alternativas de producción, añadiendo valor al

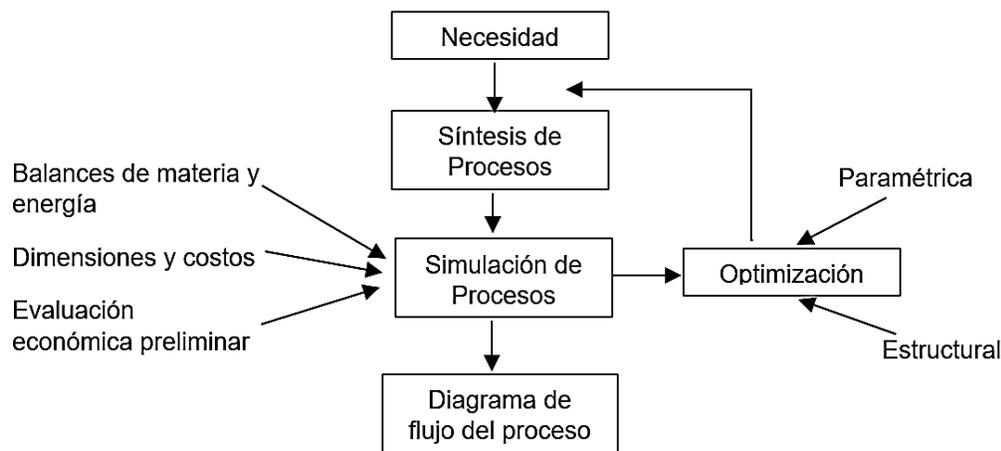
diseño, optimización y control del funcionamiento operativo mediante balances de masa y energía (Martínez Sifuentes et al., 2000; Souza et al., 2020).

1.3.1 Diseño del proceso

El diseño de proceso se desarrolla con el fin de establecer la modalidad de las acciones productivas con razón en las entradas, los flujos, las operaciones y la metodología para la producción de bienes y servicios, basándose en el condicionamiento por las tecnologías a aplicar y el tipo de producto a elaborar. En ese marco, se pueden presentar modificaciones significativas sobre los factores estratégicos interrelacionados sobre el diseño como la capacidad inicial y la proyectada desde el planeamiento de las actividades, posibilidades de expansión o crecimiento del sistema de producción, los recursos asignados al manejo de materiales, el grado de automatización de la producción, establecimiento de personal por operación, equilibrio óptimo en inventarios, además de las condiciones de seguridad y confiabilidad que recaen sobre la calidad del producto con sus requerimientos del mercado (Pereyra, 2005). En ingeniería de procesos, el diseño de procesos está constituido por la síntesis, simulación o análisis, y optimización de procesos (figura 3).

Figura 3

Diseño de procesos. (Martínez Sifuentes et al., 2000)



En la síntesis de procesos se estructura el flujo de proceso mediante la interacción de los equipos seleccionados y los valores de entrada de las condiciones operativas. Asimismo, la temperatura y presión, por ejemplo, interfieren sobre las características de los productos a la salida del

sistema, haciendo fundamental la transformación requerida a través de parámetros establecidos (Jiménez Gutiérrez, 2003; Jiménez Ocaña, 2018; Martínez Sifuentes et al., 2000).

El análisis de procesos conlleva balances de materia y energía para comparar las salidas obtenidas con las que se han estipulado anteriormente. Se calculan dimensiones y costos de los equipos, y se concluye la factibilidad económica preliminar. Se establece una simulación de procesos en estado estacionario (Jiménez Gutiérrez, 2003; Martínez Sifuentes et al., 2000).

La optimización, como última etapa de la simulación de procesos, identifica la función objetivo y relaciona los parámetros del sistema que conducen a resultados más o menos satisfactorios, y a la selección de la alternativa con mejor criterio sobre las variables de diseño. Trata, asimismo, de disminuir los gastos energéticos y minimizar las emisiones contaminantes, aumentar la productividad y reducir los costos de operación (Gil et al., 2011; Jiménez Gutiérrez, 2003; Martínez Sifuentes et al., 2000).

Al término de las tres etapas, se valida la ingeniería de detalle que aún contiene un sinnúmero de tareas a asignar desde la simulación de procesos, efectivamente.

1.3.2 Simulación de procesos en Ingeniería Química

Los procesos diseñados en base a Ingeniería Química requieren una representación parcial o total del proceso industrial, el cual puede ser escalado a partir de algún componente computarizado mediante simulación. Aquellos procesos que aún no tienen una validez real pueden ser abordados fácilmente mediante herramientas de evaluación técnica, económica y ambiental, adecuando parámetros termodinámicos del sistema y configurando los diagramas de flujo de manera lógica (Martínez Sifuentes et al., 2000; Souza et al., 2020).

1.3.2.1 Aplicación de simulación de procesos químicos

Algunas de las aplicaciones indispensables sobre la ejecución de tareas a nivel matemático mediante software de simulación muestran resultados de problemas de proceso:

- Detección de restricciones de producción.
- Optimización de las condiciones de operación sobre la variación de las características de insumos y/o economía del mercado.
- Evaluación de procesamiento para nuevos productos.
- Análisis de alternativas para reducción del gasto energético, y minimización en la producción de contaminantes.
- Evaluación de condiciones críticas de operación.

- Estudio de factibilidad y viabilidad de procesos emergentes.
- Preparación del personal operativo e ingeniería de proceso.

Actualmente, las simulaciones son utilizadas en varias etapas del desarrollo de un proyecto industrial. Sin ninguna instrucción sobre programación, es posible comenzar un análisis de factibilidad desde la investigación y desarrollo, en la toma de decisiones para su rentabilidad económica, modelación por estimaciones como planta piloto, diseño de operación, y simulación de plantas ya existentes (Martínez Sifuentes et al., 2000).

1.3.3 Programas de simulación de procesos químicos y modo de operación

El planteamiento de un modelo matemático se basa en la elección de la estrategia de simulación para la representación del proceso. De acuerdo a la resolución del modelo, se toma de referencia la estrategia de posibilidades existentes o, por el contrario, referido a las variables de entrada especificadas para encontrar los términos faltantes.

La complejidad de ciertos modelos conlleva la puesta en marcha de subrutinas, alimentadas por vectores de información preliminar con su posterior interpretación y búsqueda, evaluando modelos que muestran los resultados como corrientes de producto de proceso. Así pues, dos modos de cálculo son permitidos dentro de las simulaciones:

Modo de diseño: se basa en condiciones de proceso que se alcanzan a través de un desempeño deseado que permite cumplir con los parámetros requeridos.

Modo evaluación: se evalúa el funcionamiento de un proceso sobre el cumplimiento de unas especificaciones suministradas al simulador.

La simulación secuencial hace ineludible conocer las corrientes de entrada y las especificaciones de las condiciones de las diferentes unidades de proceso. El programa, al no poder suministrar simultáneamente valores de entrada, usa los parámetros de salida de una unidad como entrada de otra. Se resuelven una a una las unidades de proceso, modificando la aparición de reciclos que exige un proceso iterativo. Existen, entonces, tres estrategias de simulación:

Secuenciales: Estos simuladores presentan módulos independientes que trabajan bajo un cierto algoritmo numérico y un modelo operativo característico. Brindan información coincidente sobre los flujos físicos manejados en la planta, y muestran metodologías únicas para cada sistema de ecuaciones a resolver.

Simultáneos: Los simuladores basados en ecuaciones no contienen métodos numéricos para la resolución y cálculo de variables de salida; sin embargo, generan una representación del proceso a través de un considerable sistema de ecuaciones algebraicas. El modelo matemático comprende la suma de los modelos de todas las unidades de proceso, y puede mantener el concepto de módulos sin perder de vista la convergencia del sistema y la consistencia de las soluciones, así como la producción de múltiples soluciones a sistemas no lineales, generalmente, en plantas químicas.

Híbridos: Utilizan una mezcla de resoluciones, primero, a través de un modelo secuencial y, segundo, por medio de coeficientes lineales de estrategia simultánea. Ciertos simuladores admiten el modelo híbrido para asegurar la convergencia en sus proyecciones recurrentes.

Es posible, naturalmente, simular el comportamiento de un proceso mediante la evaluación de las relaciones existentes entre operaciones unitarias en base a balances de materia y energía, equilibrio químico y de fases, así como la rapidez de transformación química. Aspen Plus y Aspen HYSYS son ejemplos de tipos de simuladores de procesos, en estado estacionario, utilizados para perfeccionar las condiciones del diseño o incrementar la eficiencia y rentabilidad operativa en un proceso (Gil et al., 2011).

1.3.3.1 Simulador de procesos Aspen Plus®

Aspen Plus consiste en un software versátil y eficiente de simulación de procesos que establece un modelo matemático para un proceso de producción real, en la determinación de resultados integrados por medio de diseño químico y simulación dinámica, principalmente. Realiza investigación de tecnologías emergentes con su posterior sofisticación mediante su transformación u optimización de parámetros de modelo de producción. Este programa, a través de sus múltiples versiones, ha mejorado la interfaz sobre modelado para procesos químicos. Su versión 11, esencialmente, es útil sobre el alcance de utilidades para el proceso de fabricación y requerimientos de equipos con tamaños óptimos (Ban et al., 2022; Liu et al., 2021).

Aspen Plus forma parte del grupo de modelado secuencial que representan subrutinas para suministro de información en la resolución de balances de materia y energía; comparte escenario con otros simuladores como CHEMCAD y PRO II. Actualmente, se ha incluido en el simulador la estrategia simultánea o basada en ecuaciones, la cual crea sistemas más complejos y procesos altamente integrados (Gil et al., 2011). No obstante, sus modelos de simulación son únicos y solamente brindarán una o varias soluciones óptimas si la interfaz software-hardware no genera

falsos sobre la seguridad de aplicación de los modelos termodinámicos. Asimismo, ciertas variables externas al proceso no podrían ser consideradas, alterando los resultados en la vida real que con la simulación no han sido previstos.

1.3.3.1.1 Modelos termodinámicos

El simulador cuenta con una determinada cantidad de componentes o pseudocomponentes que están comprendidos en diversos paquetes termodinámicos con los que se lleva a cabo un modelamiento en base a propiedades diversificadas en tanto a tres tipos de modelo:

Ecuaciones de estado: Aplicable a sustancias de baja polaridad y fluidos en condiciones normales. En la región crítica y de dos fases trabajan de manera continua, se derivan en un sinnúmero de propiedades y predicen el equilibrio vapor-líquido. Por el contrario, compuestos polares, polímeros y electrolitos no son aplicables, pues se determinan por datos experimentales debido a su sensibilidad a las reglas de mezclado.

Modelos de coeficiente de actividad: Sólo son aplicados en fase líquida para representar el comportamiento real de mezclas a bajas presiones. La elección del modelo termodinámico, y otros modelos asociados va a la par del cálculo de propiedades termodinámicas como factor de compresibilidad, energía libre de Gibbs, presión de vapor, entre otros; y de transporte como viscosidad, coeficiente de difusión, conductividad térmica, etc. (Martínez Sifuentes et al., 2000).

Modelos Especiales: se basan en correlaciones teóricas, empíricas o híbridas.

A continuación, en la tabla 4 se dilucida la agrupación por modelos y la disponibilidad para su aplicación por cada uno.

Tabla 4

Modelos de propiedades termodinámicas disponibles en una simulación

Modelos de Ecuaciones de Estado	Modelos de Coeficiente de Actividad
Benedict-Webb-Rubin (BWR)-Lee-Starling Hayden-O'Connell* Ecuación de estado del fluoruro de hidrógeno para la hexamerización* Ley de gas ideal* Lee-Kessler (LK) Lee-Kesler-Plocker Peng-Robinson (PR) Perturbed-Hard-Chain Predictive SRK Redlich-Kwong (RK) RKS o PR con reglas de mezclado Wong-Sandler (WS) RKS o PR con regla de mezclado Huron-Vidal-2 Modificada (MHV2) Sanchez-Lacombe para polímeros	Electrolitos NRTL Flory-Huggins NRTL UNIQUAC UNIFAC Van Laar Wilson Margules Pitzer
	Modelos Especiales
	Braun K-10 Chao-Seader Grayson-Streed Kent-Eisenberg Aminas Tablas de vapor

*No se usa para la fase líquida.

Los sistemas ligeramente polares o no polares utilizan ecuaciones de estado a presiones en diferentes rangos; por el contrario, los modelos de coeficiente de actividad se aplican para sustancias polares a presión baja (menor a 10 bar). El modelo para cada caso se elige a partir del grado de no idealidad del sistema y de los parámetros de operación (Martínez Sifuentes et al., 2000).

La importancia del modelo termodinámico radica en la decisión sobre los tipos de compuestos a manejar y los parámetros operativos a tomar en cuenta durante la simulación. Adicionalmente, la elección de un modelo adecuado brindará resultados confiables y predecibles tras la ampliación de la base de datos de propiedades físicas y químicas de los diversos compuestos inmiscuidos. A menudo, se comparan los datos obtenidos con otros experimentales de acceso bibliográfico público (Espinola, 2020).

En la selección de los métodos de propiedades físicas, se sugiere fundamentar la toma de decisiones desde cuatro factores, entre ellos la naturaleza de las propiedades de interés; la composición de la mezcla; el rango de la presión y la temperatura; y la disponibilidad de

parámetros. Entonces, conociendo los componentes primarios del proceso, se recomienda seguir el diagrama de flujo mediante el árbol de decisiones de Carlson (Carlson, 1996).

Ciertos modelos como NRTL y UNIQUAC son utilizados a nivel de procesamiento químico en Aspen Plus; sin embargo, UNIFAC por ser una herramienta para sistemas multicomponentes con especialidad en termodinámica molecular, es la más usada sobre el conjunto de métodos de contribución de grupos (Liu et al., 2021). Aunque es muy útil sobre sistemas de equilibrio líquido - líquido y reacciones químicas mediante diseño ingenieril, la versatilidad y exactitud de los resultados están limitadas por el número de grupos funcionales (menor a 10), presiones inferiores a 3 - 4 atm, temperaturas de la mezcla de entre 27 a 152 °C, además de no ser aplicable a sistemas inmiscibles (Scenna et al., 1999).

1.3.4 Aplicación de Aspen Plus® en el diseño de Bioprocesos

En el desempeño operativo de muchos escenarios, por ejemplo, de refinerías productoras de biodiesel, se evalúan parámetros de diseño que aportan, a través de la simulación, cambios en los tiempos de residencia, relación alcohol/aceite, carga del catalizador, temperaturas de reactores y columnas de destilación mediante análisis de sensibilidad (Tejada Carbajal et al., 2020).

Actualmente, acelerar procesos de conversión, buscando una optimización de la producción de biomasa de algas, hace razonable la discrepancia sobre el uso de métodos de transformación de forma convencional o emergente; por tanto, Ianda et al., (2022) utilizan un método de reacción de transesterificación utilizando microburbujas de metanol. El grado de conversión que se puede alcanzar del aceite de algas en biodiesel puro es del 97%, en contraste con los 50% o 60% logrado a través de técnicas convencionales que emplean hexano u otros solventes. Tejada-Carbajal et al., (2020) aplican dos procesos de simulación para la obtención de biodiesel; en el primer experimento utilizan un reactor CSTR para la reacción de transesterificación seguido de un destilador; en el segundo procedimiento toman en consideración una variación con destilación reactiva que consiste en realizar la reacción de transesterificación y la destilación en un mismo equipo. En cambio, Moreno Nájera (2022) lleva a cabo una reacción de transesterificación con una base de carga lipídica microalgal de 1.687,61 kg/h, usando líquido iónico como medio de solvente extractivo alrededor de 100 kg/h. Se tecnifican, entonces, una columna de destilación reactiva y una catálisis mediante Mg, aunque Castellar Ortega et al., (2014) indica que con catalizadores alcalinos como el óxido de calcio (CaO) para transesterificación heterogénea se pueden alcanzar buenos resultados. Ianda et al., (2022), por su parte, estandarizan su proceso

mediante un diagrama de flujo con dos líneas de producción para la purificación del glicerol y otra sobre el enriquecimiento del biodiesel posterior a la transesterificación. La simulación del balance de energía y materia de los procesos previos se basan en Aspen Plus, e implican principalmente la definición de un modelo termodinámico y compuestos químicos, además de la determinación de las unidades operativas adecuadas y el establecimiento de las condiciones de entrada junto a la capacidad de la planta (Song et al., 2016; Zhang et al., 2003). Adicionalmente, se calculan de manera específica sus propiedades escalares y las que son dependientes de la temperatura mediante el método UNIFAC.

El costo total de producción de biodiesel y glicerol también está influenciado por el uso de alcohol y codisolventes. Para mantener la reacción directa de transesterificación para producir biodiésel, normalmente se requiere un exceso de alcohol y codisolvente en la mezcla de reacción. Sin embargo, un exceso de alcohol y codisolvente podría dificultar la separación de fases entre el alcohol, el codisolvente, el biodiésel y el glicerol al final de la reacción. Por lo tanto, las unidades de separación y secado de múltiples etapas deben incluirse en la planta de procesamiento, lo que resulta en el incremento del costo total de producción de biodiesel (Tien Thanh et al., 2022).

En Guinea-Bissau, el costo estimado por simulación de la producción de 5,47 m³/día de biodiesel es de 0,9 US\$/kg, usando un área cultivada de 1,5 × 10² ha se tiene un valor anual de 2000 m³ de biocombustible, previo a un análisis de factibilidad (Ianda et al., 2022). Por otra parte, en la evaluación tecno económica de escenarios de biorrefinerías realizada por Tejada Carbajal et al., (2020), se muestra un costo de capital aproximado de seis millones de dólares, obteniendo 593,55 kg/día de biodiesel; siendo menor a los 950,118 kg/h obtenidos según Moreno Nájera, (2022). Consecuentemente, el tamaño de los equipos es mayor, generando que se aumente el costo de capital, el costo de los equipos y el costo de instalación. Con respecto a lo obtenido se considera aceptable.

Evaluaciones tecno económicas son aplicadas desde indicadores sobre los gastos de capital en la instalación y equipos del sistema de producción de biodiesel (Capital Expenditure - CAPEX) y los gastos de operación con el consiguiente mantenimiento del sistema productivo, salarios y utilidades (Gastos Operativos - OPEX) (Ianda et al., 2022; Tejada Carbajal et al., 2020). Valga el caso referido y al sistema de proceso implementado, cierta cantidad de biodiesel suele estar siempre destinada a mezclas con combustibles no alternativos como el diésel. En Ecuador, el 17 de marzo de 2013, se adoptó el Decreto Presidencial n.º 1303, que introdujo el primer mandato obligatorio de mezcla de biodiésel al 5% (Torroba et al., 2022). En comparación, Ianda et al.,

(2022) estipula, en Guinea-Bissau, escenarios para mezclas de B5 (biodiésel al 5%), B10 (biodiésel al 10%) y B20 (biodiésel al 20%) en 2025; en la tabla 5 se visualiza la capacidad, el área de cultivo y el costo de un sistema de producción de biodiesel de algas, basado en la especificación de mezcla de combustible anterior (tabla 5).

Tabla 5

Resultados de un sistema de producción de biodiesel basado en algas

Mezcla de biodiesel	Capacidad (m³/día)	Área de cultivo (ha)	Costo (USD/kg)
B5	9,59	$2,8 \times 10^2$	0,70
B10	22	$5,6 \times 10^2$	0,60
B20	$1,3 \times 10^4$	$9,9 \times 10^2$	0,58

Otra aplicación dentro de la simulación de procesos es la evaluación de los requerimientos energéticos en la producción, algunos autores como Tejada Carbajal et al., (2020) indican que para convertir un flujo de lípido-hexano de 10.818 kg/día por el método con reactor CSTR y destilación reactiva se requiere una contribución de energía de 25,1 y 28,4 MJ/L, respectivamente, mostrando la ventaja en términos energéticos de usar un sistema u otro. Song et al., (2016) aplica 2 métodos para la producción de biodiesel. En primera instancia, aplica el método convencional en el que se requirió un aporte de energía de 5,42 MJ/L biodiesel, mientras que al aplicar un proceso de hidrólisis-esterificación, se necesitó 1,81 MJ/L, lo que significa un ahorro de 3,61 MJ/L para producir biodiesel debido a que se evitan procesos como el secado y la extracción. Por otro lado, Morena Nájera (2022) analiza el análisis económico de servicios auxiliares en el que se destaca que el consumo energético ocasiona los mayores costes respecto al sistema de bombeo y la baja presión en ciertos equipos.

2. Metodología – Simulación

A continuación, se muestran los pasos para realizar la simulación.

2.1. Base de diseño

El cálculo de la base de diseño está fundamentado en la capacidad de las lagunas de Ucubamba. Si bien se conoce que el actual complejo de PTAR cuenta con un área de 2.300 m², la especificación para la selección de material algal solo corresponde a cuatro de las 6 lagunas existentes. Por ello, se determinan áreas mediante el software Google Earth Pro para dos lagunas facultativas (LF) con un primer valor aproximado de 125,64 m², y para una segunda del mismo tipo de 121,41 m². En tanto a las dos restantes, se establecen áreas para lagunas de maduración (LM) de 55,6 y 65,1 m². Se indica que el espesor promedio de los depósitos en las lagunas facultativas es de 1,85 m, y para las de maduración se acapara una profundidad de 1,5 m (Garzón Andrade & Ortiz Bernal, 2017).

El artículo de Rodríguez (2017) muestra una recuperación de aceite de 19,66% a partir de 10 gramos de muestra, esto en base a una cantidad total de biomasa seca de 150,37 gramos en 0,45 m³. Ahora bien, con un área total de lagunas de 247,05 m² y el espesor promedio para LF, da un resultado de 457,04 m³; para LM, con un área de 120,7 m² se accede a un volumen de 181,05 m³. En su estudio se alude a una cosecha en tiempo máxima aproximada de 21 días, pero dependiendo de las características de los parámetros de cultivo, las ventajas proporcionadas brindan un menor tiempo de extracción y aprovechamiento de la parte lipídica en la industria de biodiesel.

El tiempo de maduración para la extracción puede basarse en condiciones estándar (7,5 pH y 0,1 mg/L de concentración de nitrógeno), y en ese caso, es posible que ciertas especies de la familia *Chlorella* alcancen hasta un 40,23% de extracción mediante el método de Bligh-Dyer² (Hoyos Aguilar, 2018; Tejeda-Benítez et al., 2015). Con una recuperación por ciclo como límite promedio menor de cosecha de aproximadamente 14 días, para el requerimiento de 1.050 kg de material lipídico se requerirían 173 días o, alrededor de 6 meses, para una extracción de aceite en 2/5 de biomasa. Por lo que se refiere a parámetros, Kumaran et al., (2023) y Rodríguez et al., (2016) indican un pH similar aunque con un cambio en la condición de nitrógeno, seguramente por la estructura química a la que se refieren sus experimentaciones. Los valores de úrea que

² Método de extracción de lípidos de muestras biológicas, como las microalgas, mediante mezclas de solventes orgánicos (cloroforno-metanol-agua)

describe el primer autor ahondan en los 0,025 g/l, mientras que el segundo fundamenta el cultivo con 0,5 a 1 g/L de NaNO_3 .

A continuación, se muestra el cálculo respectivo para la cantidad de materia prima de aceite microalgal a utilizar en la simulación.

Determinación del volumen total de las lagunas (VT):

$$VT = 457,04 \text{ m}^3 + 181,05 \text{ m}^3 = 638,09 \text{ m}^3$$

Determinación de la cantidad de biomasa seca:

$$638,09 \text{ m}^3 * \frac{150,37 \text{ gramos de biomasa seca}}{0,45 \text{ m}^3} = 213.221 \text{ g biomasa seca}$$

Tomando en cuenta un rendimiento de extracción de 40%, sería:

$$213.221 \text{ g} * \frac{4 \text{ gramos de aceite vegetal}}{10 \text{ g}} = 85.228,1 \text{ g aceite vegetal (14 días)}$$

En este caso para suplir la demanda requerida, sería:

$$1.050 \text{ kg} * \frac{14 \text{ días}}{85.228 \text{ kg}} = 173 \text{ días, que comprenderían alrededor de un semestre de producción.}$$

2.2 Pasos para la simulación de procesos

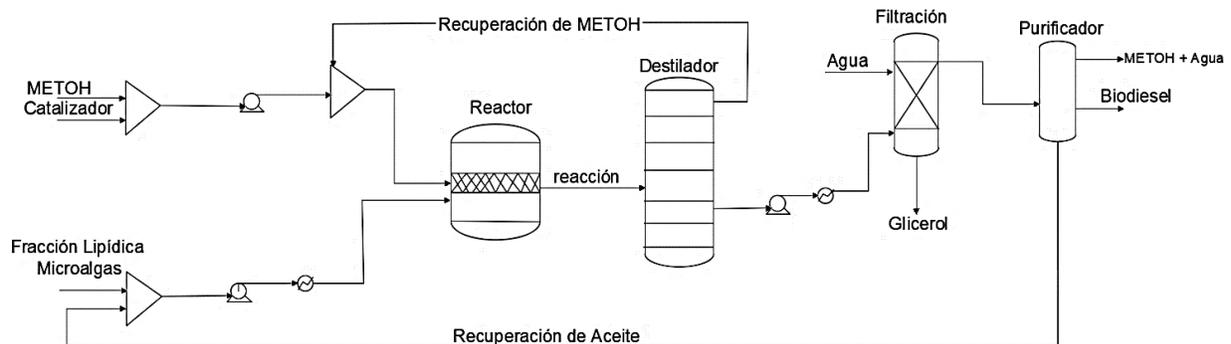
2.2.1 Definición y descripción del diagrama de flujo de procesos

En base a la literatura revisada, se estableció un modelo estándar de flujo de proceso para la obtención de biodiesel a partir de la fracción lipídica microalgal. En la figura 4 se muestran los componentes, entre los que constan un reactor R_{stoic}^3 , destilador, separador, purificador, mezcladores, intercambiadores de calor y bombas.

³ Reactor estocástico, en el que se llevan a cabo reacciones con mezclas de reactivos con proporciones estequiométricamente conocidas. Trabaja con flujos no convencionales y a una conversión por reacción específica. Cada reactante se encontrará presente exactamente en la cantidad necesaria para reaccionar sin exceso ni deficiencia.

Figura 4

Diagrama de flujo de proceso para obtención de biodiesel a partir de microalgas



Para facilitar la comprensión de todo el proceso de simulación, a continuación, se definen los términos aplicados a lo largo de las líneas y equipos de operaciones unitarias para el modelamiento (tabla 6). Además, se explica y describe posteriormente el diagrama de flujo de la figura 5 correspondiente al proceso estándar.

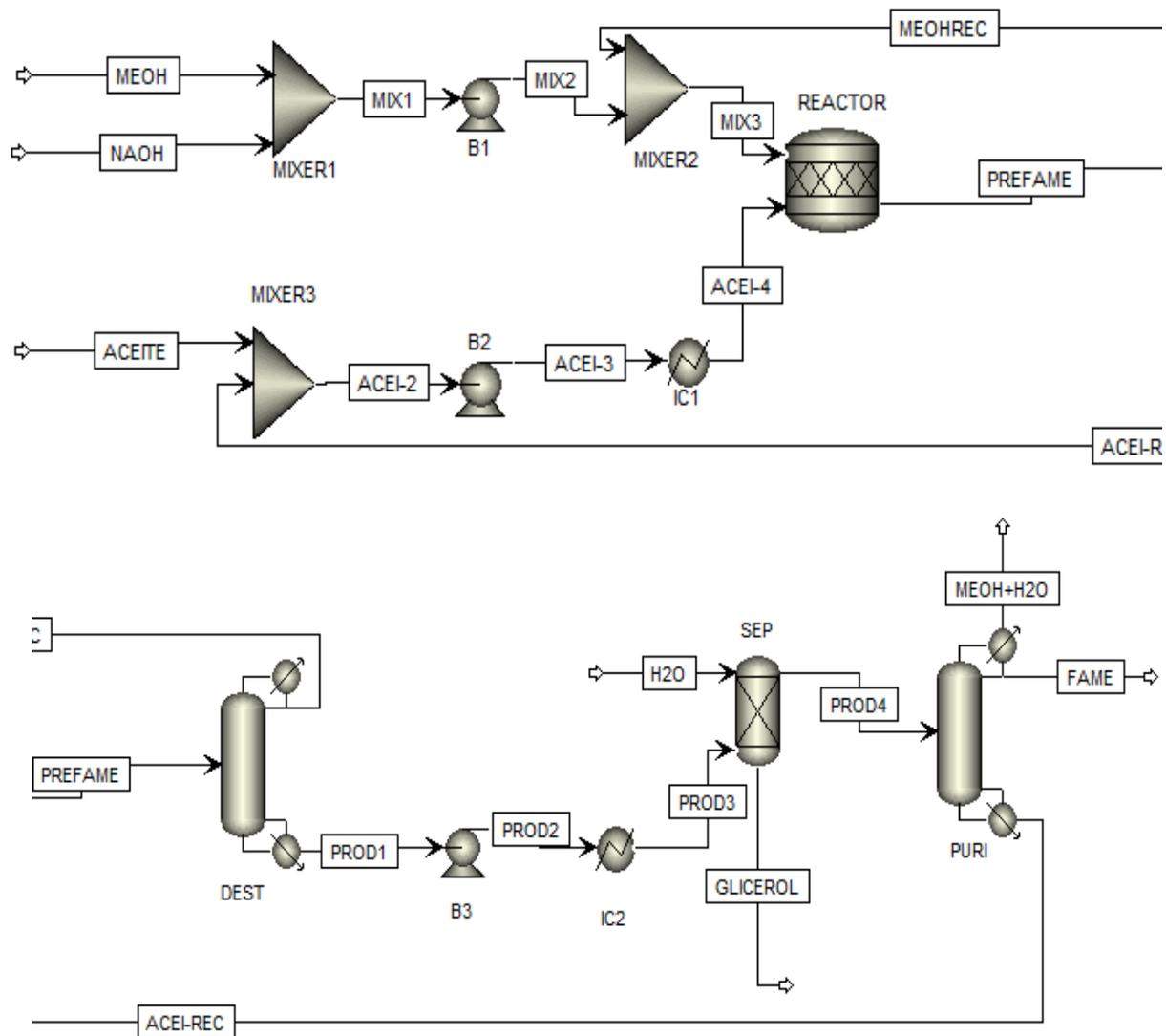
Tabla 6

Descripción de la terminología aplicada

Término	Descripción	Término	Descripción
METOH	Metanol	H2O	Agua
NAOH	Hidróxido de sodio como catalizador	ACEI-#	Aceites de circulación 2, 3, 4 según corresponda.
DEST	Destilador	ACEI-REC	Aceite recirculado proveniente del purificador.
SEP	Separador/Extractor	PREFAME	Producto resultante del reactor.
PURI	Purificador	PROD#	Resultantes de la destilación del PREFAME, 1, 2, 3 o 4.
MIXER#	Mezclador 1, 2, 3 según corresponda.	FAME	Ésteres metílicos de ácidos grasos - Biodiesel
MIX#	Resultantes del mezclado 1,2,3 según corresponda.	IC#	Intercambiadores de calor 1, 2 según corresponda.
B#	Bombas 1, 2, 3 según corresponda.		Misma temperatura

Figura 5

Diagrama de flujo de proceso estándar en Aspen Plus para la obtención de biodiesel a partir de microalgas



Nota. Basado en el Modelo de proceso de transesterificación catalizada por álcalis en Aspen Plus (Rabelo Silva & Caño De Andrade, 2020).

El material primario que corresponde al ACEITE de microalgas entra en el MIXER3 para salir como ACEI-2, mezclándose previamente con el aceite recuperado en el PURI. La B2 redirige la nueva línea y la envía a IC1, que trabaja adiabáticamente a 60°C, como ACEI-3, que tras el calentamiento pasa a ser ACEI-4.

Las líneas de MEOH y NaOH ingresan al MIXER1 para formar metóxido de sodio, MIX1, que sucede en condiciones ambientales, y que se unirá posteriormente al ACEI-4 en el REACTOR. Este producto es bombeado a una presión de 4 bar y se combina con el metanol recirculado del DEST en el MIXER2.

En el reactor las líneas finales de las entradas reaccionan por al menos una hora para llevar a cabo el proceso de transesterificación, formando ésteres metílicos a una presión de 4 bar y 60°C con un grado de conversión de 95%, pero que están combinados con subproductos por la misma cinética de reacción. Entonces, el PREFAME nace del reactor y pasa a un primer sistema de refinado simple en el DEST que consta de una alimentación en la etapa número 4 de sus 7 platos teóricos por medio de una condensación total, este comunica sus líneas resultantes de MEOH-REC ya descrito y PROD1 a una bomba que ejerce una presión de 3 bar, conectando la línea PROD2 mediante IC2 con PROD3, que llega finalmente a un separador. SEP, con 6 etapas y 1,1 bar de presión, presenta una entrada de agua como disolvente para PROD3 en la obtención de GLICEROL como subproducto principal aislado del proceso. Sale, adicionalmente, el PROD4 que ingresa a una etapa final de purificación a 0,1 bar y mismas etapas que SEP, en donde se recupera ACEI-REC, y MEOH+H₂O en menor proporción de todos los componentes. La mayor parte del material lipídico ha sido transformado en FAME en el PURI.

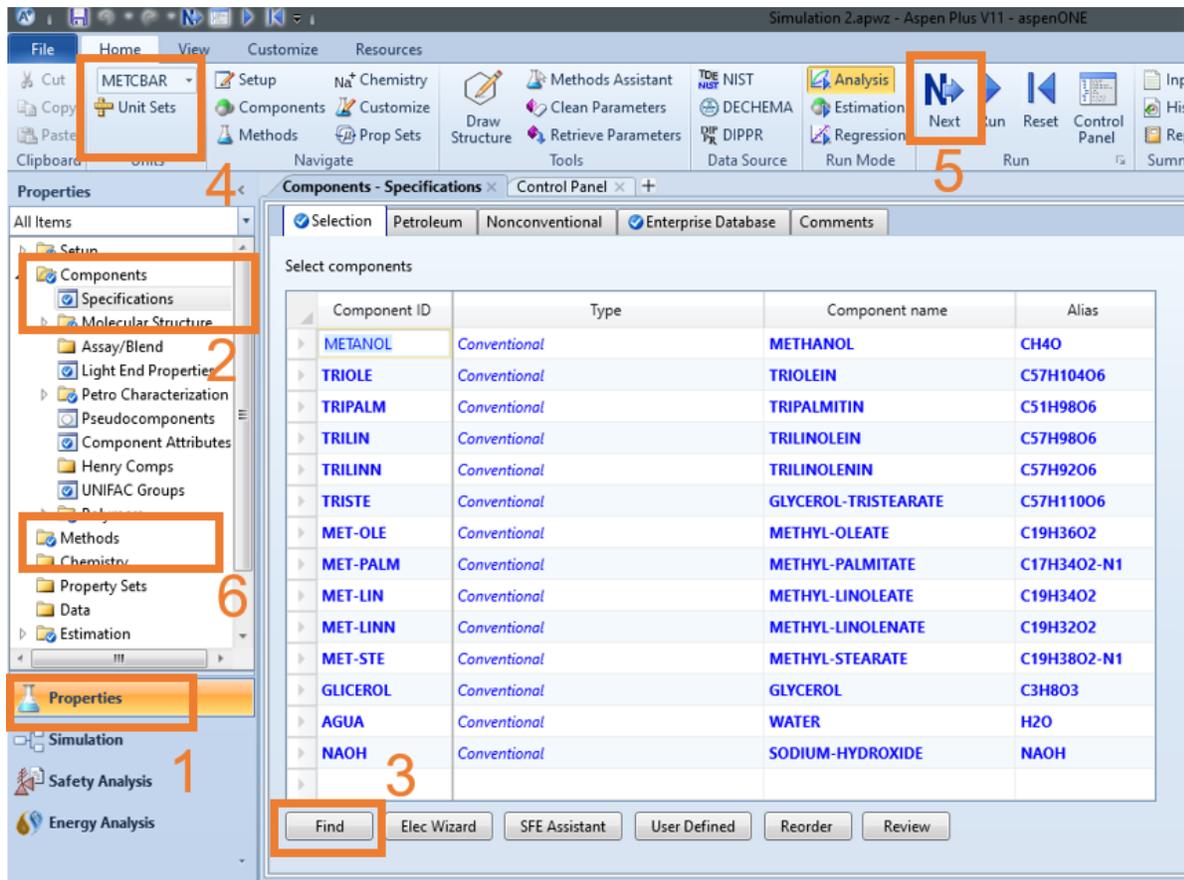
2.2.2 Inicio de la simulación en Aspen Plus

La simulación comenzó con la elección de un nuevo apartado de simulación en blanco, y desde este punto se determinaron las propiedades acordes al proceso. Se inició desde el punto 1 y 2 en la figura 6, con las especificaciones de los componentes a encontrar en la designación número 3. Son modificables además los ID⁴ de cada componente de manera que se permita un reconocimiento rápido y adecuado. Por otro lado, es necesario constatar el sistema métrico con el que se pretenda simular, que se muestra en la parte 4 de la misma figura. Sólo entonces, el programa requiere pasar a una siguiente fase en 5 para completar los requerimientos del apartado de propiedades.

⁴ El ID del componente es una cadena con una numeración hexadecimal, que hace referencia a un identificador único universal (UUID), también conocido como identificador único global (GUID).

Figura 6

Indicaciones generales para iniciar la simulación



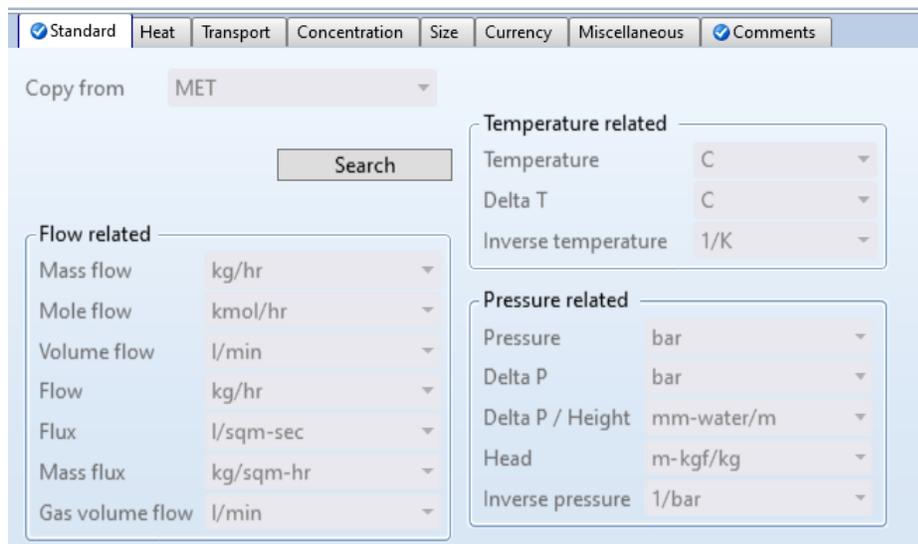
2.2.3. Selección de unidades

Para iniciar con la simulación es conveniente fijar las unidades de trabajo, el software Aspen Plus® presenta 4 sistemas de unidades, pero para el proceso se adoptó el sistema predeterminado METCBAR⁵ por la facilidad de conversión entre las diferentes unidades y por el uso de magnitudes similares en otros estudios (figura 7).

⁵ Sistema de unidades métricas que trabajan en bares y grados centígrados en lugar de atmósferas y grados Fahrenheit como en el sistema métrico tradicional.

Figura 7

Unidades métricas usadas en la simulación



Standard Heat Transport Concentration Size Currency Miscellaneous Comments

Copy from MET

Search

Flow related

- Mass flow kg/hr
- Mole flow kmol/hr
- Volume flow l/min
- Flow kg/hr
- Flux l/sqm-sec
- Mass flux kg/sqm-hr
- Gas volume flow l/min

Temperature related

- Temperature C
- Delta T C
- Inverse temperature 1/K

Pressure related

- Pressure bar
- Delta P bar
- Delta P / Height mm-water/m
- Head m-kgf/kg
- Inverse pressure 1/bar

2.2.4. Selección de componentes químicos

En la figura 8 se especifican los componentes que han sido utilizados para la simulación de proceso en este trabajo. Del ACEITE⁶ de microalgas *Chlorella* se han considerado cinco triglicéridos predominantes según Ahmed et al., (2022) (cuadro naranja), los cuales se identifican en el proceso hasta su ingreso en el sistema reactivo a través de su paso por todas las líneas de flujo previas; en tanto a los ésteres metílicos que ya han sido obtenidos por transformación y que se identifican por el cuadro verde, también se hallan en distinta proporción por el flujo posterior a la alcoholísis hasta llegar a la corriente FAME. Adicionalmente, el metanol, glicerol, hidróxido de sodio y agua forman parte periódicamente de cada operación diagramada.

⁶ Todos los términos que se encuentran en mayúscula, y son asignados al proceso, se refieren a las líneas de flujo diagramadas y no específicamente a un componente de procesamiento.

Figura 8

Componentes químicos seleccionados

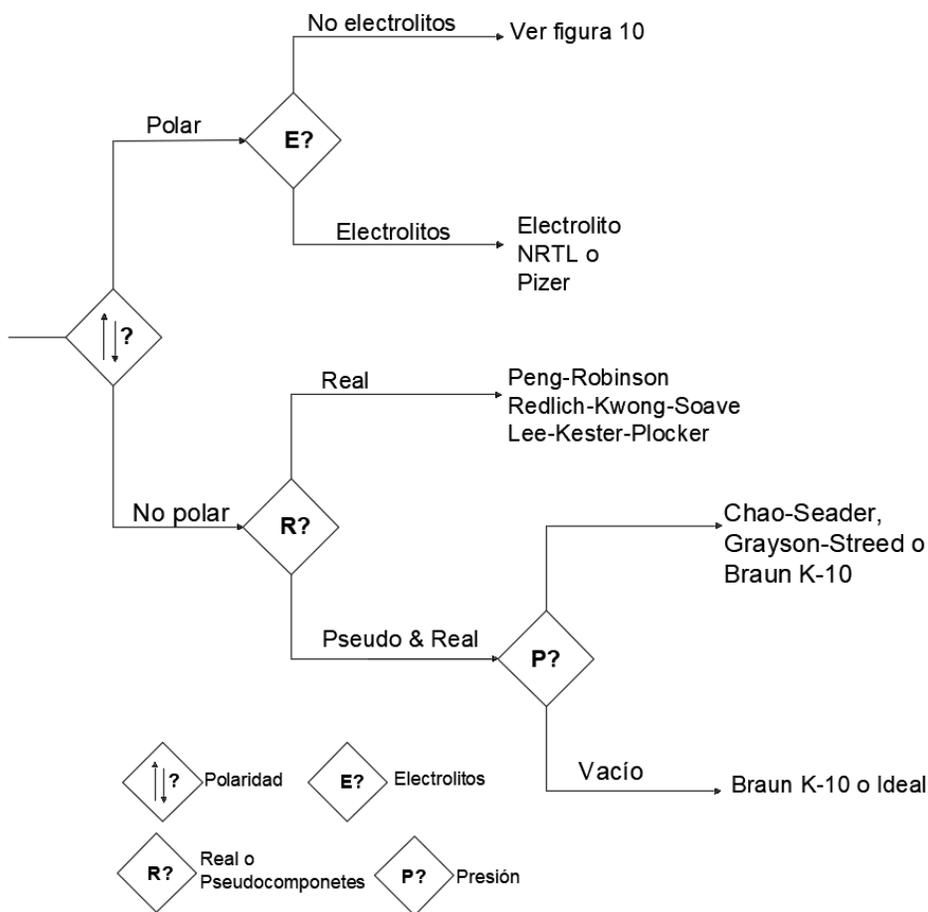
Component ID	Type	Component name	Alias
METANOL	Conventional	METHANOL	CH4O
TRIOLE	Conventional	TRIOLEIN	C57H104O6
TRIPALM	Conventional	TRIPALMITIN	C51H98O6
TRILIN	Conventional	TRILINOLEIN	C57H98O6
TRILINN	Conventional	TRILINOLENIN	C57H92O6
TRISTE	Conventional	GLYCEROL-TRISTEARATE	C57H110O6
MET-OLE	Conventional	METHYL-OLEATE	C19H36O2
MET-PALM	Conventional	METHYL-PALMITATE	C17H34O2-N1
MET-LIN	Conventional	METHYL-LINOLEATE	C19H34O2
MET-LINN	Conventional	METHYL-LINOLENATE	C19H32O2
MET-STE	Conventional	METHYL-STEARATE	C19H38O2-N1
GLICEROL	Conventional	GLYCEROL	C3H8O3
AGUA	Conventional	WATER	H2O
NAOH	Conventional	SODIUM-HYDROXIDE	NAOH

2.2.5 Selección del modelo termodinámico

Luego de haber determinado las propiedades primarias al proceso, se necesita consolidar el modelo termodinámico que se muestra en la carpeta designada en el cuadro 6 de la figura 6. En esta parte, se tiene un sinnúmero de opciones; sin embargo, la selección recae directamente en el árbol de decisiones de Carlson que basa la elección del modelo termodinámico en la polaridad química, conducción eléctrica, naturaleza de los componentes, iteraciones por parámetros y condiciones de proceso. Por ejemplo, y dado el caso para la transesterificación simulada, se inicia con la figura 9 a partir de la polaridad de los ésteres a obtener.

Figura 9

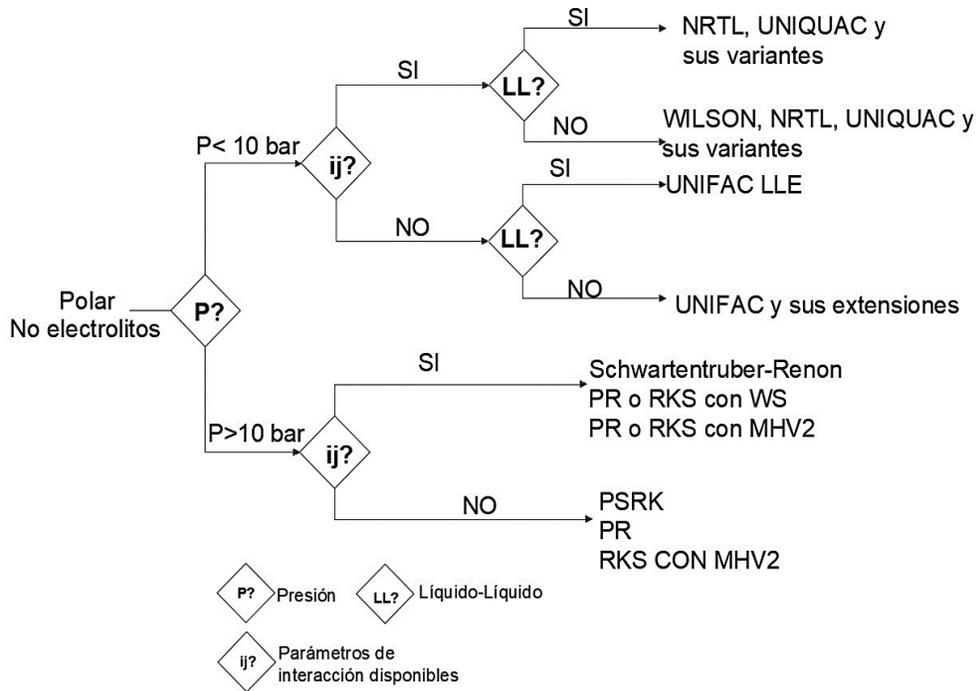
Árbol de decisiones para el modelo termodinámico – Parte I (Carlson, 1996)



Se sigue el camino de naturaleza no electrolítica que conlleva a reconocer requerimientos complementarios mostrados en la figura 10, en donde la configuración final está determinada por la presión de proceso en un valor inferior a 10 bares, lo que redirige a una selección de estados fisicoquímicos de componentes por el modelo UNIFAC LLE.

Figura 10

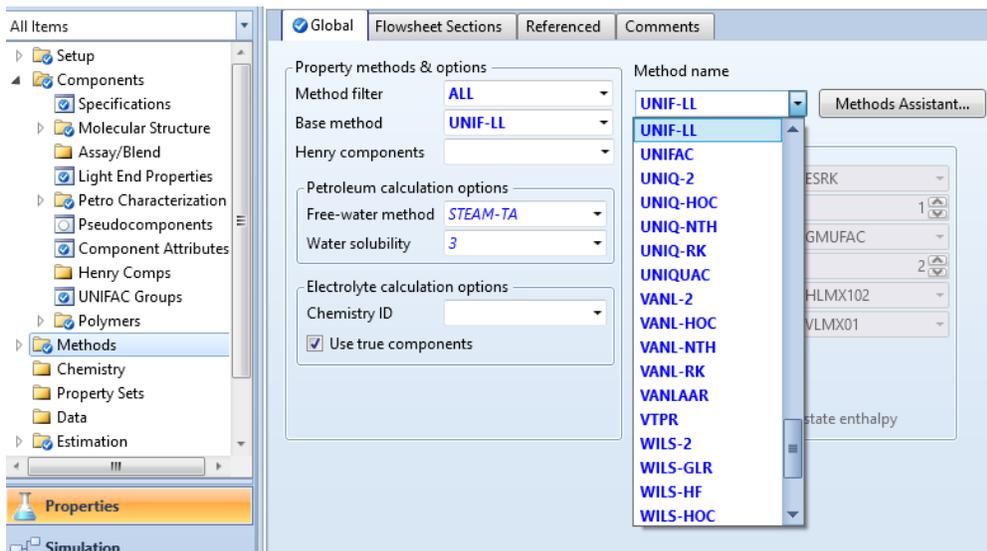
Árbol de decisiones para el modelo termodinámico – Parte II (Carlson, 1996)



Se adiciona entonces al apartado de métodos, el modelo que ha resultado del seguimiento y análisis de las líneas de flujo en el árbol de Carlson (Figura 11).

Figura 11

Adición de modelo UNIFAC a la simulación



2.2.6 División del proceso en módulos y definición de los modelos que representan a las operaciones unitarias

En la tabla 7 se muestran los modelos directamente asociados a las operaciones presentadas en el diagrama de flujo del proceso estándar establecido para la primera simulación.

Tabla 7

Definición de modelos que representan a las operaciones y procesos unitarios

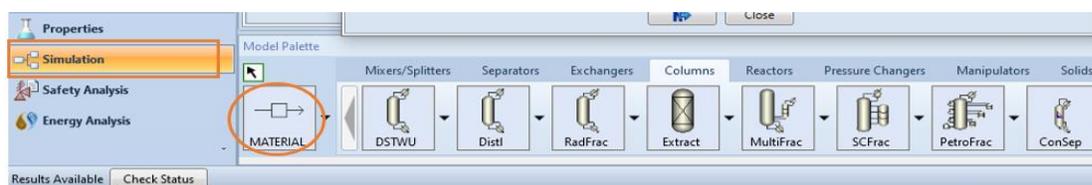
Operación y procesos unitarios	Modelo en Aspen Plus	Símbolo
Bomba	Pump	
Intercambiador de Calor	Heater exchanger	
Mezclador	Mixer	
Reactor químico (Transesterificación)	Rstoic	
Destilación	Radfrac	
Extracción	Extractor	
Purificación	Radfrac	

Cuando se ha alcanzado un ajuste de parámetros adecuado y sin errores, se efectúa la diagramación mediante el uso de la *Model Palette*⁷ en el apartado de *Simulación* en Aspen Plus® (Figura 12). Se elige el tipo de equipo de acuerdo a la necesidad por operación, en ese caso se toma en cuenta la sección de mezcladores, separadores, columnas, reactores, etc., en sus diversas variaciones.

⁷ Se refiere a la sección desplegada de manera horizontal para selección de operaciones unitarias de acuerdo a la línea de flujo de proceso, y que direcciona los flujos a partir de material, calor o trabajo desarrollado por el equipo.

Figura 12

Model Palette



2.2.7 Definición de composición, rendimientos y corrientes de entrada de proceso.

Se ha creado una base de datos sobre la composición lipídica de la microalga *Chlorella*, destacando los principales ácidos grasos, citados en la **Tabla 8**. Si bien la base de diseño desarrollada anteriormente se ha basado en el estudio de Rodríguez (2017), también se ha considerado para la composición de componentes de entrada del aceite. Cabe recalcar que la elección de la proporción de ácidos grasos es independiente de la base de diseño calculada; se fundamenta y justifica su selección por representar de manera global a la especie *Chlorella*, además de un beneficio sobre la producción de lípidos y, por ende, de biodiesel a nivel nacional.

Tabla 8

Porcentaje de composición de ácidos grasos de la especie *Chlorella*

Especie	<i>Chlorella</i> (Rodríguez, 2017)	<i>Chlorella vulgaris</i> . (Souza Araujo et al., 2020)	<i>Chlorella vulgaris</i> * (Moghadam & Aghababai Beni, 2022)	<i>Chlorella</i> sp. (Tejeda-Benítez et al., 2015)
Ácido Graso				
Láurico C12:0	-	-	2,28	-
Mirístico C14:0	0,41	-	3,86	-
Palmítico C16:0	19,51	38,6	29,09	4,45
Palmitoleico C16:1n7	0,10	-	1,59	-
Esteárico C18:0	5,03	-	29,27	0,51
Oleico C18:1n9	33,26	22,7	2,43	34,9
Linoleico C18:2	37,68	16,3	0,67	20,56
Linolénico C18:3n3	0,31	3	-	39,33
Araquídico C20:0	-	19,4*	-	-

* El porcentaje corresponde al grupo ácidos grasos de C20 a C25.

La composición por especie de la familia *Chlorella* varía en sus proporciones de acuerdo a los ácidos grasos saturados e insaturados existentes. No obstante, se ha mostrado que la cuantificación general de estos componentes presenta primordialmente los porcentajes de biomoléculas lipídicas determinadas (**Tabla 9**). Así, con la consideración de una totalidad referente al 95,79% sin ácidos libres, se alcanza una acumulación de triglicéridos ponderada a un 100%.

Tabla 9

Ponderación de ácidos grasos especie Chlorella

Ácido graso	95,79% (p/p)	Ponderación al 100%
Palmítico (C16:0)	19,51	20,37
Estearico (C18:0)	5,03	5,25
Oleico (C18:1n9)	33,26	34,72
Linoleico (C18:2)	37,68	39,34
Linolénico (C18:3n3)	0,31	0,324

Relación de metanol/aceite

Vilas Bôas et al., (2022) describen relaciones molares de 20:1 con un rendimiento sobre el 90%, y 30:1 con una conversión menor de 65%, haciendo referencia a una reducción mientras la proporcionalidad aumenta. Sin embargo, los mejores resultados se encuentran en relaciones molares de 8:1, 12:1 y 6:1, por encima del 80%.

2.2.7.1 Definición de corrientes de entrada y su composición química

Existen tres corrientes principales de entrada y una auxiliar (**Tabla 10**); la primera se refiere al ACEITE que consta de la mezcla de los cinco triglicéridos adicionados por componentes en el simulador; el segundo se trata del metanol que corresponde a la relación ya descrita, entre entradas previas; y una tercera como catalizador alcalino que se mezclará con el MEOH antes de entrar en reacción. Adicionalmente, para la separación de componentes, el SEP requiere de H₂O que ingresa como disolvente y con el cual se desplaza el glicerol del flujo total resultante.

Tabla 10*Corrientes de entrada*

Componente	Flujo másico (kg/h)	Nombre de corriente de entrada
Aceite	1.050	ACEITE
Metanol	175	MEOH
Hidróxido de sodio	31,5	NAOH
Agua	50	H2O

2.2.8 Estructuración del proceso y especificación de las condiciones de operación

2.2.8.1 Parámetros para bombas y calentadores

En la tabla 11 se visualizan los parámetros de funcionamiento para las bombas e intercambiadores de calor. Las bombas 1 y 2 se encargan de mandar los fluidos a mezclarse en el reactor de conversión. Se presentan, de esta forma, dos resistencias al flujo; una en el MIXER2 para luego llegar al reactor de mezcla, y un segundo en tanto al requerimiento de calor previo del aceite a combinarse para que la reacción se lleve a cabo. Por otro lado, la bomba 3 manda el fluido no purificado, sin mayor resistencia, directamente al separador en donde sucede la división de líneas de Biodiesel y Glicerol de la reacción de transesterificación en la primera simulación. En el caso del proceso II, B3 de la tabla 11 se utiliza para el valor de presión en B1, manteniendo para B2 la misma característica de presión.

Tabla 11*Condiciones de operación de bombas y calentadores*

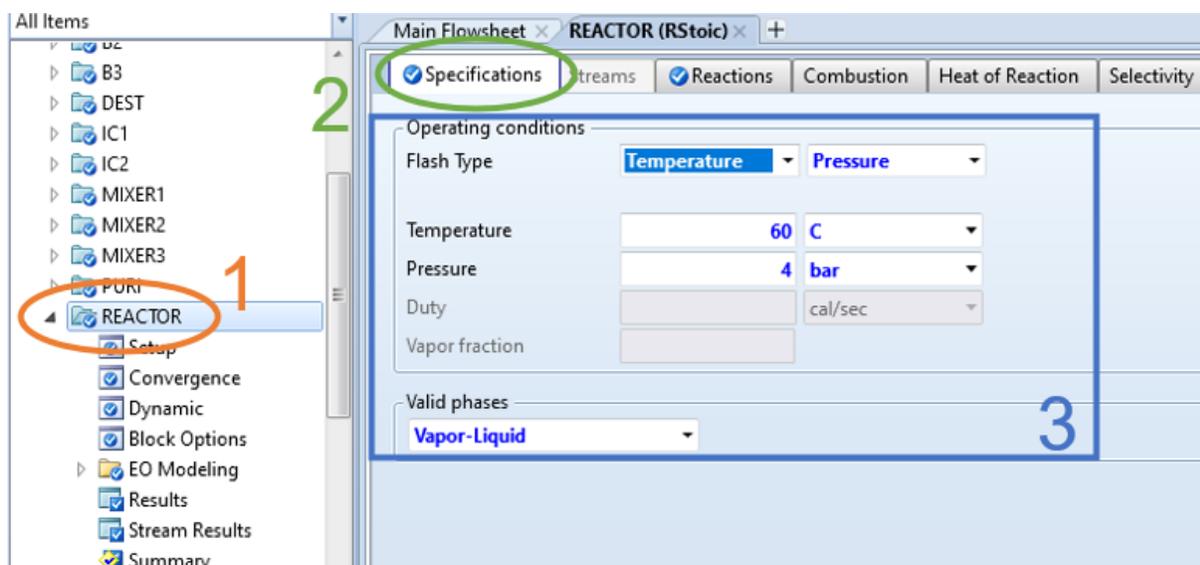
Operación	Condiciones		Autor
	Temperatura (°C)	Presión (bar)	
B1	-	4	.
B2	-	4	(Feng et al., 2022; Lee et al., 2022; Vinay et al., 2015; Zhang et al., 2003)
B3	-	3	.
IC1	60	-	.
IC2	60	-	.

2.2.8.2 Transesterificación

Debido a que no se disponía de información detallada sobre la reacción cinética de la transformación de triglicéridos de microalgas en biodiesel, se optó por utilizar un modelo de reactor que utiliza el porcentaje de conversión del aceite a FAME. Las condiciones ingresadas para el bloque REACTOR (Rstoic), en la figura 13, son: temperatura de 60°C y presión de 4 bar en las especificaciones, con una reacción a desarrollarse en un tiempo aproximado de 60 min (Feng et al., 2022; Lee et al., 2022; Zhang et al., 2003).

Figura 13

Condiciones de operación para el reactor Rstoic



2.2.8.2.1. Reacciones químicas de transesterificación

El paso directo de la reacción química sucede desde los triglicéridos y su mezcla, en el reactor Rstoic, junto al metóxido formado previamente. Si bien se conoce la estequiometría de la reacción y sucede independientemente en una serie de reactores, la cinética no es importante puesto que el equipo permite cálculos de selectividad de producto y calor de reacción. Por otro lado, aunque no se tome en cuenta de forma directa en la producción de biodiesel, se deben controlar las reacciones consecutivas y de reversibilidad dados dentro del reactor. Primero, se establece un equilibrio entre los triglicéridos de los ácidos con los diglicéridos producidos; segundo, se encuentra la estabilidad entre los diglicéridos y monoglicéridos; finalmente, una tercera fase se presenta cuando los monoacilglicéridos pasan a ser ésteres metílicos de ácidos grasos.

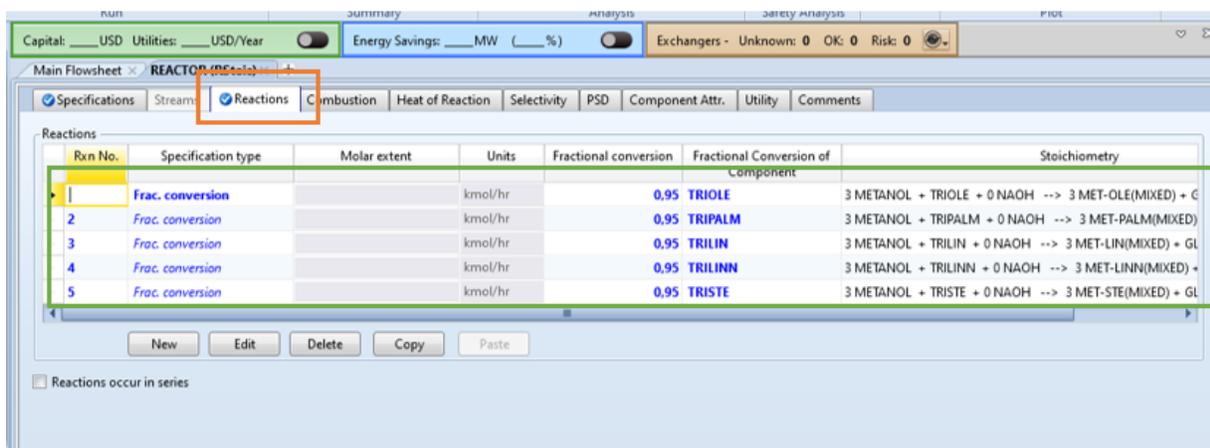
A continuación, se muestran las reacciones generales que han sido desarrolladas para el procesamiento tecnológico simulado a partir de triglicéridos de ácidos grasos del aceite de microalgas a biodiesel, y la obtención de glicerol como subproducto de la reacción de transesterificación.



El setup generado para esta especificación se encuentra en el mismo bloque variable REACTOR (Rstoic) al dirigirse a su apartado Reactions (**figura 14**), sólo entonces se podría colocar la conversión fraccional que tiene cada uno de los triglicéridos del ACEITE a FAME, la estequiometría y la referencia por cada una de las reacciones químicas a desarrollarse en la operación unitaria respectiva.

Figura 14

Configuración del porcentaje de conversión en la reacción de transesterificación

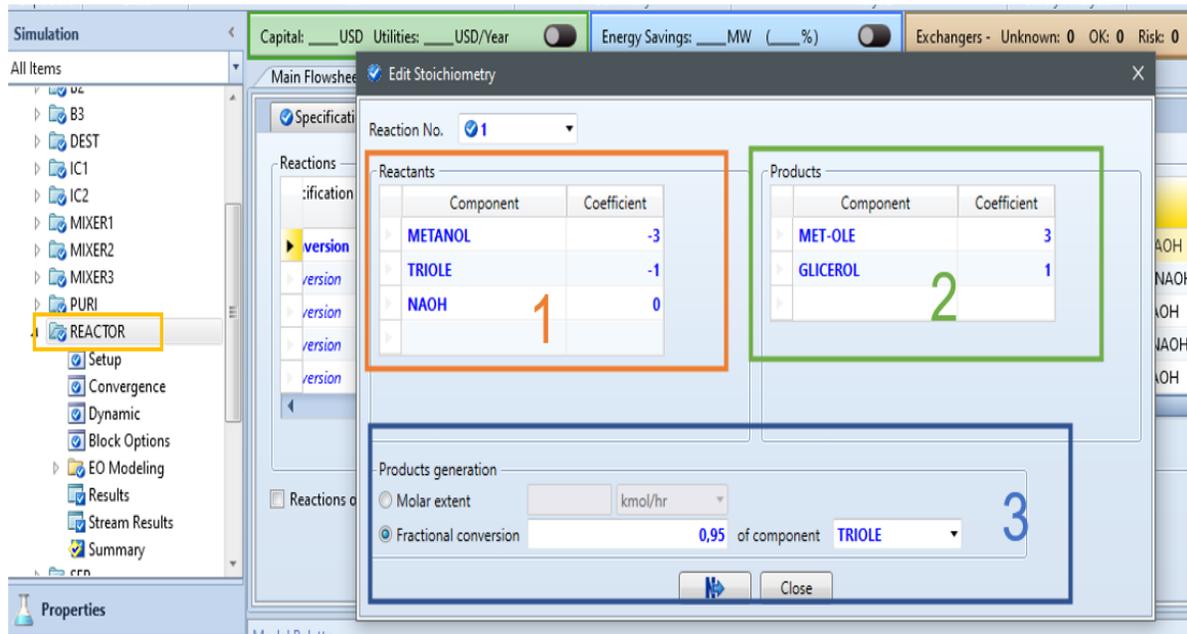


En cada una de las líneas de reacción, se establece un cuadro de información molar sobre los componentes que intervienen en la transformación. En la figura 15, la primera parte contiene los coeficientes del MEOH y NAOH que son constantes; por otro lado, el glicerol se presenta como

no variable en el caso de la segunda parte. Los únicos componentes que tienen una incidencia cambiante son los triglicéridos de la corriente ACEITE y los resultantes de la línea FAME, teniendo de este modo un grado de conversión para la reacción de transesterificación de 95%, como se explicó en el apartado 1.2.1.1.

Figura 15

Balances molares de las reacciones químicas de proceso

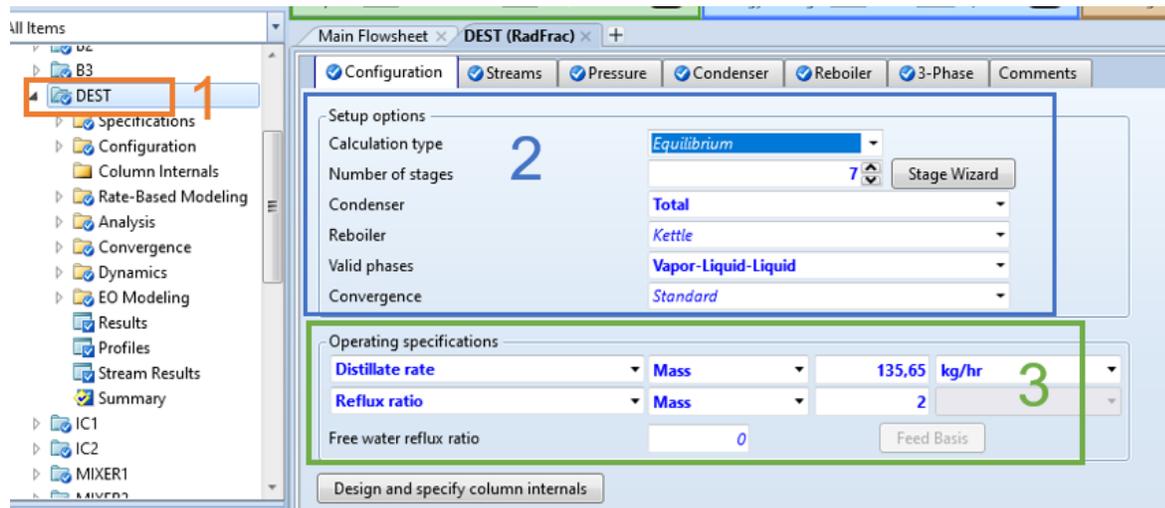


2.2.8.3 Destilación y Recuperación de metanol

En la carpeta DEST (**Figura 16**), se desplegarán varios ítems en los que se establecerán un cálculo en equilibrio, siete etapas teóricas con fases de vapor – líquido – líquido, y una condensación total en el apartado de configuración, además se fijan una relación de reflujo de 2 (Feng et al., 2022; Rabelo Silva & Caño De Andrade, 2020) y una tasa de destilado de un 9,4% en base al rango de 5% y 15% que Bart et al., (2010) indica.

Figura 16

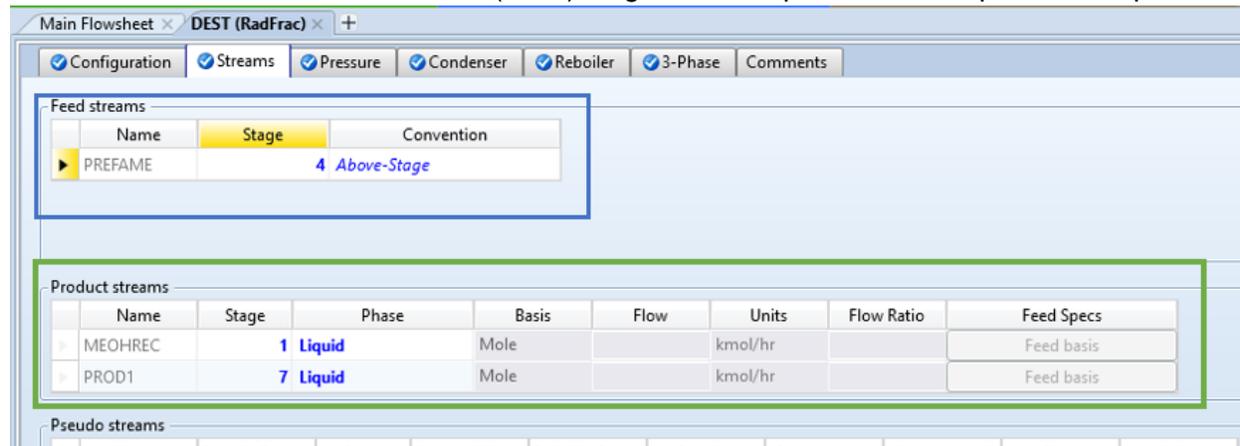
Configuración de las condiciones del destilador



En tanto a las corrientes de entrada y salida del equipo de destilación, la etapa de alimentación corresponde a la número 4; los productos como líquido 1 se refiere al metanol recuperado y 7 para la primera resultante de ésteres metílicos (Figura 17).

Figura 17 Especificaciones de las corrientes en el destilador

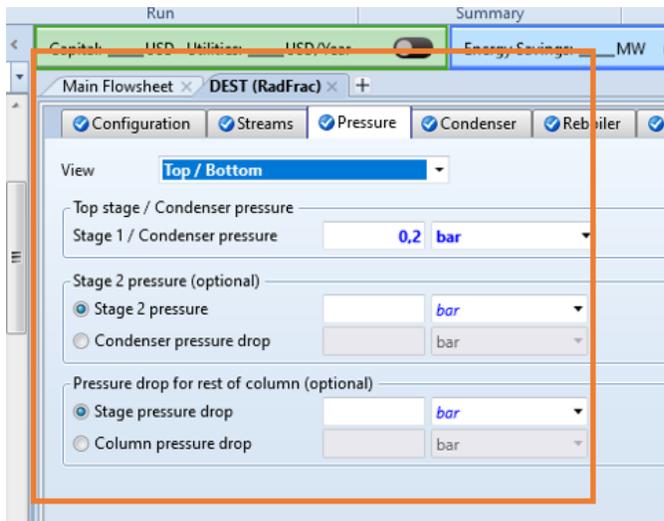
Rabelo Silva & Caño De Andrade (2020) sugieren una presión en la primera etapa de la



destilación de 0,2 bar, siendo este un parámetro determinante antes del condensado y recuperación de metanol (Figura 18). Además, no existe caída de presión en la columna.

Figura 18

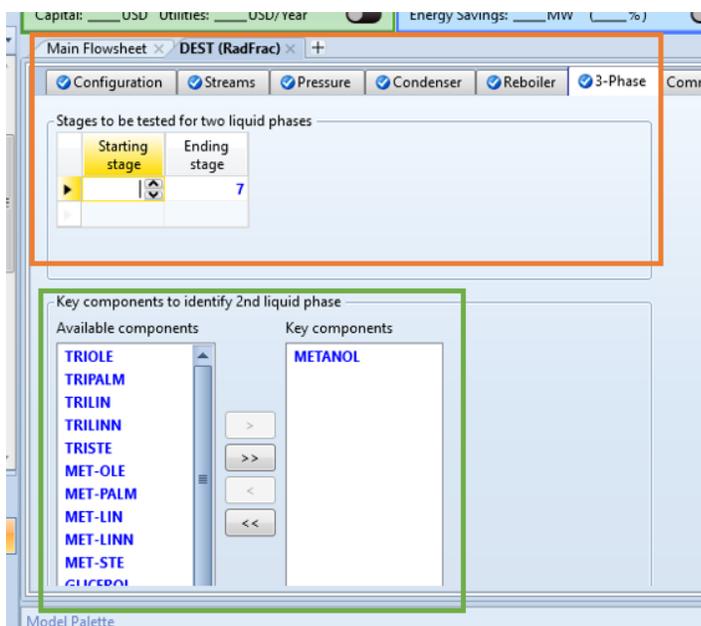
Presión de trabajo en el equipo de destilación



Las condiciones en los apartados para el condensador y rehervidor no están limitadas a datos de entrada, el mismo simulador se encarga de ajustar el modelo con respecto a la operación unitaria. Por otra parte, es primordial diferenciar el componente clave a recuperarse en la segunda fase líquida que es, en este caso, el metanol (**Figura 19**).

Figura 19

Configuración de las fases en el destilador

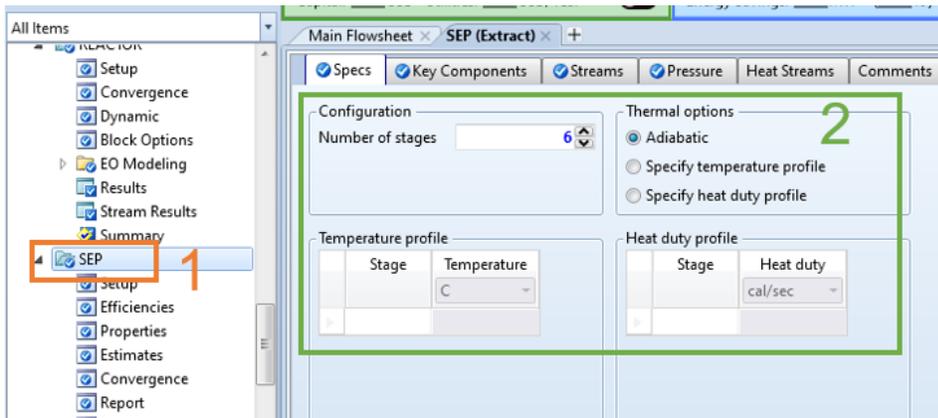


2.2.8.4 Separación - Extracción

El sistema de extracción líquido-líquido se lleva a cabo rigurosamente a contracorriente. El número de etapas, que Rabelo Silva & Caño De Andrade (2020) describen, son 6, usando agua como disolvente, adiabáticamente. Se entrará en la carpeta SEP, y se iniciará como en los casos de especificación de parámetros de entrada anterior hasta culminar con los requerimientos completos de la operación (Figura 20).

Figura 20

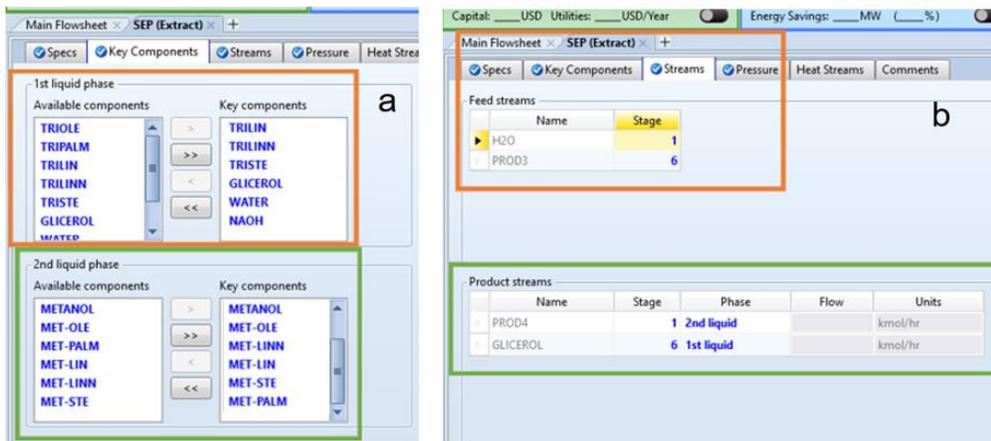
Introducción de las especificaciones en el separador



En la segunda sección, se muestran los cuadros para elección de componentes presentes en la primera fase líquida GLICEROL y segunda PROD4 (Figura 21 - b), dividiendo de esta forma, en una tercera sección, al metanol junto a los ésteres metílicos de ácidos grasos y componentes de aceite residuales, así como el glicerol, respectivamente (Figura 21-a).

Figura 21

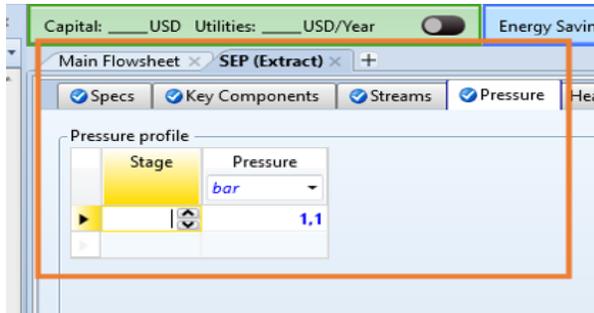
Definición de la primera, segunda fase y corrientes en el extractor



El separador se mantiene a una presión similar a una en condiciones normales. Tahseen Hameed (2023) establece que para los equipos de separación se deberá mantener un máximo de 25 psi ó 1,72 bar; sin embargo, se ha elegido la presión de 1,1 bar que Manuale (2011) maneja en su extracción por las especificaciones de proceso (**Figura 22**).

Figura 22

Configuración de la presión del extractor

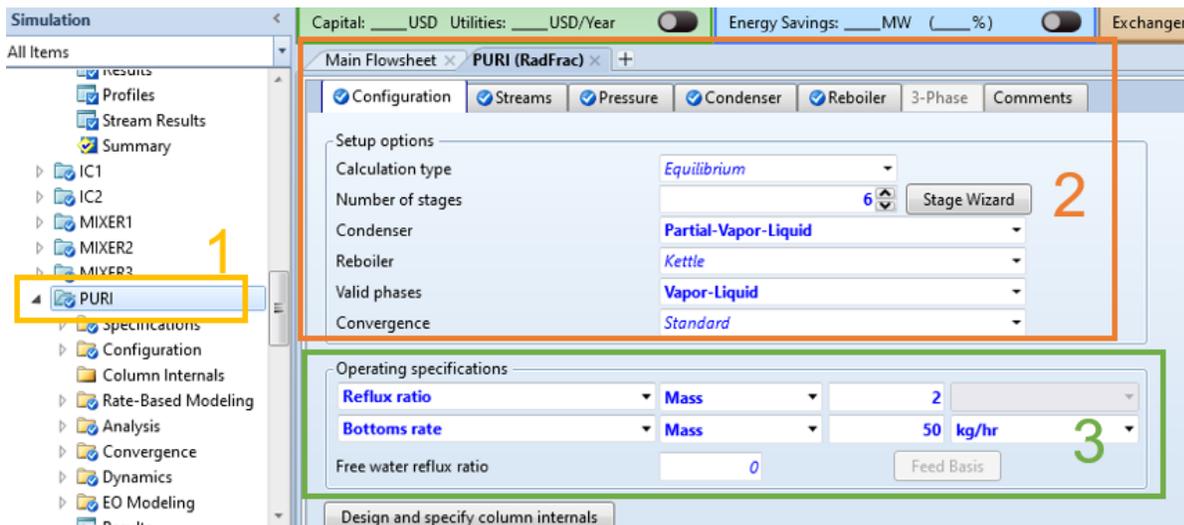


2.2.8.5 Purificación del FAME

La purificación se realiza en el bloque de proceso RadFrac, que ha sido utilizado anteriormente en la operación de destilación. La configuración por condiciones de requerimientos se basa en el fundamento descrito por Feng et al., (2022) y Rabelo Silva & Caño De Andrade (2020) mediante una torre con 6 etapas teóricas y una relación de reflujo de 2 (**figura 23**).

Figura 23

Configuración de las condiciones del equipo de purificación



La alimentación sucede en la etapa número 4, comenzando un proceso de condensación parcial vapor – líquido, además de una tasa de fondos de 50 kg/h. Este último parámetro se ha designado debido a un análisis de sensibilidad, ingresando en la carpeta *Model Analysis Tools* y luego en *Sensitivity*, de esta forma se añade una nueva carpeta para la resolución de los datos de entrada y salida, conocida como S-1. Se han determinado casi nulas variaciones de flujo másico, mediante 11 iteraciones, entre la entrada del componente más esencial del aceite de microalgas, TRILIN (Triglicérido del Ácido Linoléico), y la salida del TRIFAME (Éster metílico de Ácido Linoléico). Se establece de esta manera la especificación en la torre de purificación sobre la tasa de fondos que no ha variado y que se encuentra en el rango mostrado en la columna 4 de la **tabla 12**, puede accederse a ella a través del apartado de resultados, además se visualiza la variación de la tasa de fondos en la **figura 24**.

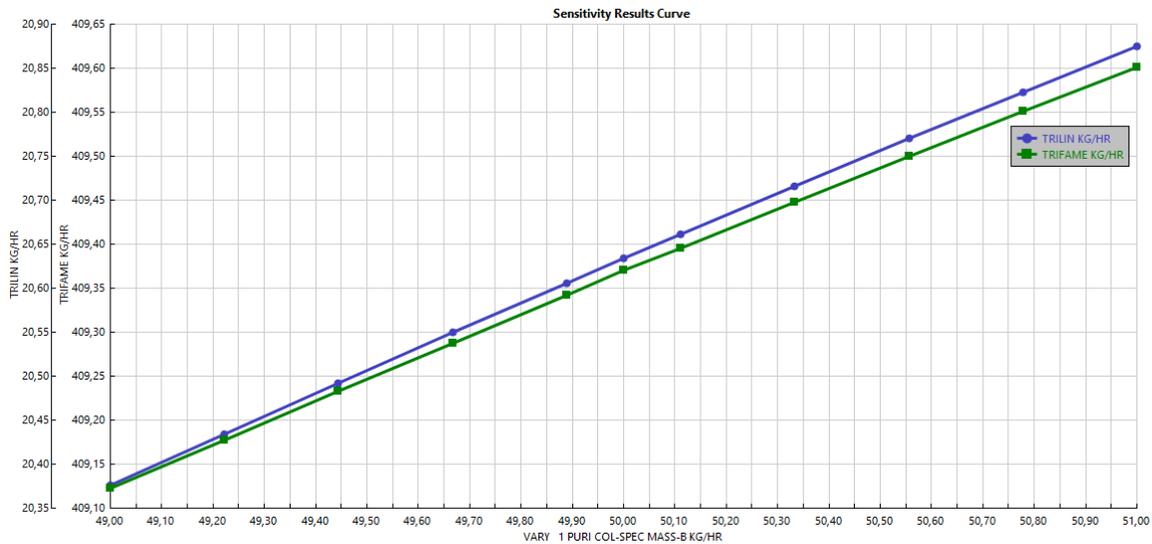
Tabla 12

Análisis de sensibilidad para determinación de la tasa de fondos

Iteración	COLUMNA PURI – FLUJO MÁSICO FONDOS (kg/h)	TRILIN (kg/h)	TRIFAME (kg/h)
1	49	20,753	409,475
2	49,22	20,800	409,518
3	49,44	20,846	409,563
4	49,66	20,891	409,606
5	49,88	20,935	409,649
6	50	20,957	409,673
7	50,11	20,979	409,691
8	50,33	21,021	409,731
9	50,55	21,062	409,771
10	50,77	21,102	409,810
11	51	21,141	409,848

Figura 24

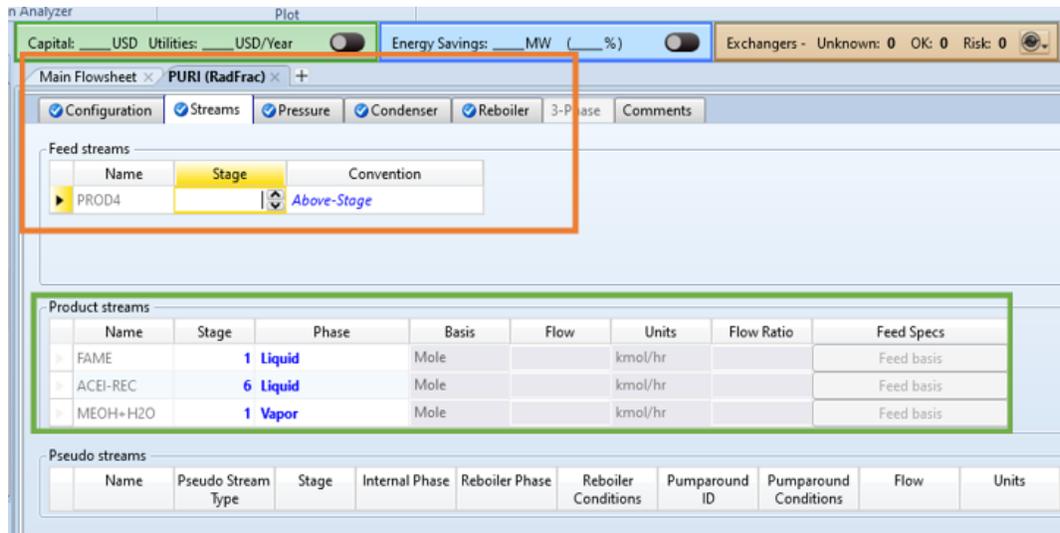
Variación de la tasa de fondos en el purificador del proceso I para el componente triglicérido linoleico y su éster como biodiesel



El PROD4 ingresa en la alimentación, y luego de la purificación salen tres líneas (Figura 25). En la primera etapa resultan una corriente de vapor MEOH+H2O y una líquida FAME; consecuentemente, la sexta línea final indica el ACEI-REC.

Figura 25

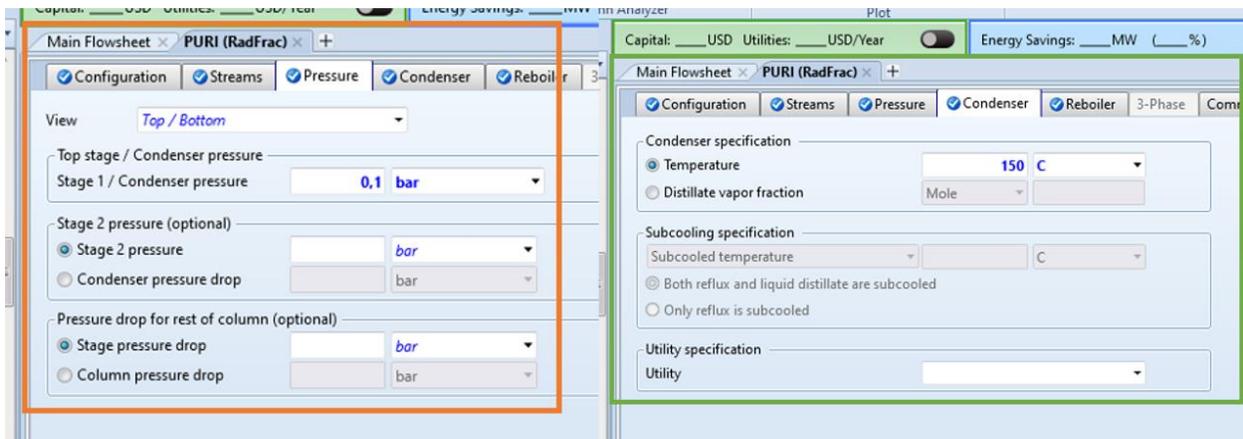
Configuración de las corrientes de entrada y salida del purificador



Para las condiciones de presión y temperatura en el purificador (**Figura 26**) se consideran las reportadas por Feng et al., (2022) y Tejada Carvajal et al., (2020), a 150°C y 0,1 bar de presión, respetivamente.

Figura 26

Disposición de la presión y temperatura en el purificador



2.3 Optimización del proceso estándar

La optimización tiene por objetivo reducir, si es posible, considerablemente las necesidades técnicas y, por ende, económicas que los equipos en el proceso I adquieren a través de una diagramación primaria. Al cambiar ciertas operaciones unitarias, la demanda sobre los costos de capital y operación se reducirían, obteniendo un flujo de proceso un tanto diferente pero que pueda obtener resultados similares o mucho mejores a los actuales.

2.3.1 Descripción de proceso productivo

Al ser no una mejora del proceso estándar sino un cambio de procesamiento por sustitución de ciertos equipos, también se describe la referencia por cada una de las líneas y equipos que se encuentran en la nueva simulación. Los términos que no han sido asignados a la tabla 13 ya han sido descritos previamente (**Tabla 6**), por lo que se añade la definición de la terminología faltante. Adicionalmente, se establece la descripción del diagrama de flujo expuesto en la **figura 27** correspondiente al proceso optimizado

Tabla 13

Descripción de la terminología aplicada

Término	Descripción
REACTOR2	Tanque para segunda reacción transesterificación
SEP	Separador
DEC	Decantador
FLASH	Evaporador Flash
MIXER#	Mezclador 1, 2 según corresponda.
MIX#	Resultados del mezclado 1,2 según corresponda.
B#	Bombas 1, 2 según corresponda.
ACEI-#	Aceites de circulación 2, 3 según corresponda
CONC1	Producto resultante del REACTOR
PROD1	Resultante de la evaporación del metanol del CONC1
ALIM1	Ésteres separados del glicerol en DEC
ALIM1CAL	Mismo flujo de ALIM1 calentado
GLIC#	Glicerol obtenido de DEC Y SEP. 1,2 según corresponda
GLIC-PRO	Resultante de los GLIC# recuperados
PREFAME	Producto resultante del REACTOR2

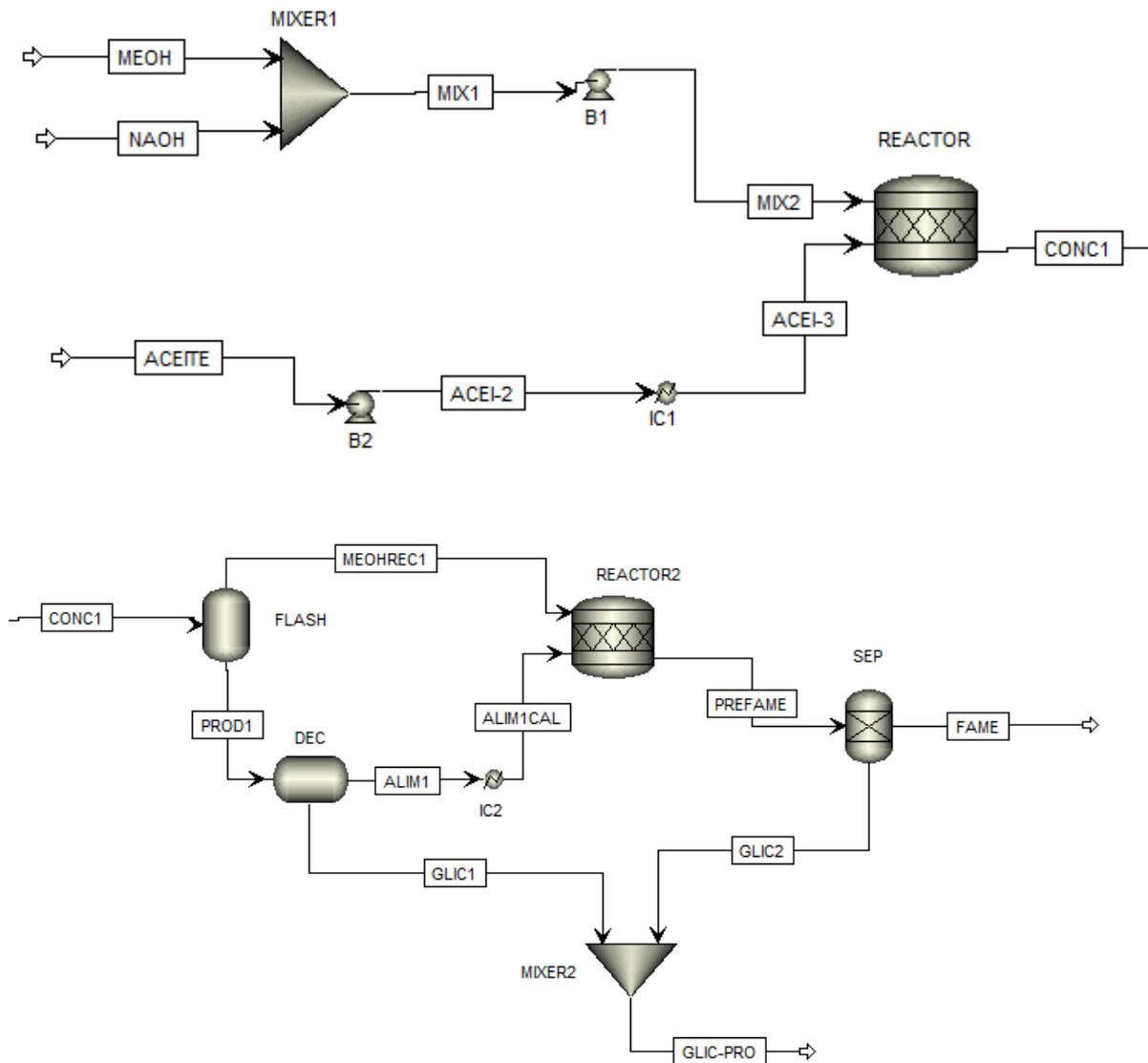
El MIXER1 se encarga de formar igualmente metóxido a través de las corrientes de alimentación MEOH y NaOH, en condiciones ambientales. La proporción de componentes no varía a lo largo de las líneas de flujo MIX1 y MIX2; no obstante, B1 dirige esta última corriente a la entrada del primer REACTOR. La entrada ACEITE se conecta a ACEI-2 mediante B2 y ACEI-3 secuencialmente por medio de IC1; llega finalmente a 60°C y 4 bar al reactor químico.

La resultante de la primera alcoholisis CONC1 ingresa al evaporador FLASH, en donde se separa el MEOH-REC1 que no ha reaccionado y es recuperable tras una fracción de vapor en el equipo de 0,77 y 1,1 bar de presión. Por la otra línea PROD1 se obtiene la mayor parte de componentes de ésteres metílicos acompañados por el glicerol que será desplazado en el decantador a 40°C y presión normal hasta mezclarse en el GLIC-PRO con glicerina del SEP. El DEC también se

encarga de generar una corriente sólo de ésteres metílicos que se calienta e ingresa al REACTOR2 cómo ALIM1CAL. La reacción química sucede en las mismas condiciones al primer reactor, y se produce un PREFAME que, en SEP, se separa en la fracción de glicerol ya citada y el FAME como producto final.

Figura 27

Diagrama de flujo de proceso optimizado en Aspen Plus para la obtención de biodiesel a partir de microalgas



Nota. Basado en el proceso de producción de biodiesel de doble transesterificación (Vivek Raja, 2015).

2.3.3 Módulos adicionales de operaciones unitarias

A continuación, en la tabla 14 se presentan los modelos empleados para el proceso de optimización, en el cual se adicionan nuevos procesos como evaporación, decantación y separación.

Tabla 14

Modelos adicionales para el proceso optimizado

Operación y procesos unitarios	Modelo en Aspen Plus	Símbolo
Decantador	Decanter	
Evaporador Flash	Flash2	
Separador	Sep	

2.3.4 Nuevas condiciones de operación

2.3.4.1 Equipo de evaporación

El evaporador (FLASH) mantiene una presión de 1,1 bar que Manuale (2011) maneja en su extracción por las especificaciones de proceso (figura 28). A medida que la temperatura aumenta en el equipo, se alcanza una mayor extracción de metanol; no obstante, solamente a valores de presión cercanos a 1 bar los requerimientos de calor son menores, en comparación a presiones mayores en donde se supera por mucho los 190°C, además de obtenerse un biodiesel con metanol residual menor al 0.2%.

Se llevó a cabo un análisis de sensibilidad para la fracción de vapor de 0,77 utilizada en el equipo como valor medio de los extremos obtenidos con discrepancia decimal casi insignificante para la línea del componente de salida especificado; se analiza en este caso la variación de metanol a la entrada y salida del FLASH y su efectividad sobre la remoción de metanol del flujo principal. En la columna cuatro (tabla 15) que hace referencia al flujo de un componente base con 64 kg/hr debido a la fracción de vapor variante; al llegar al valor mencionado ya no existe una divergencia

mayor entre valores de salida, además de ubicarse como constante en la mayor cantidad de filas, de ahí la elección para el parámetro analizado en las 41 iteraciones realizadas (figura 29).

Figura 28

Condiciones de operación del evaporador

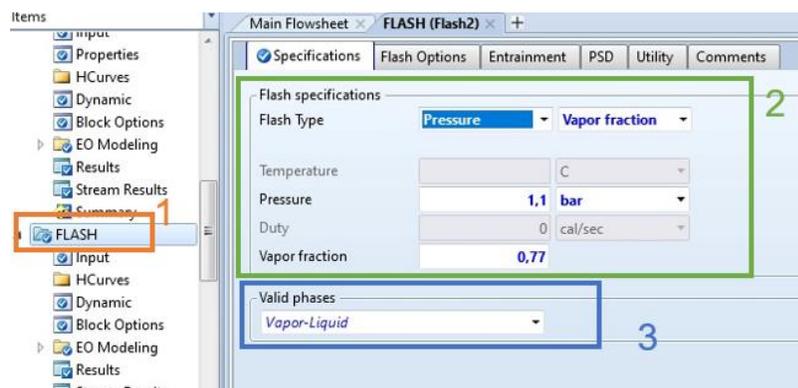


Tabla 15

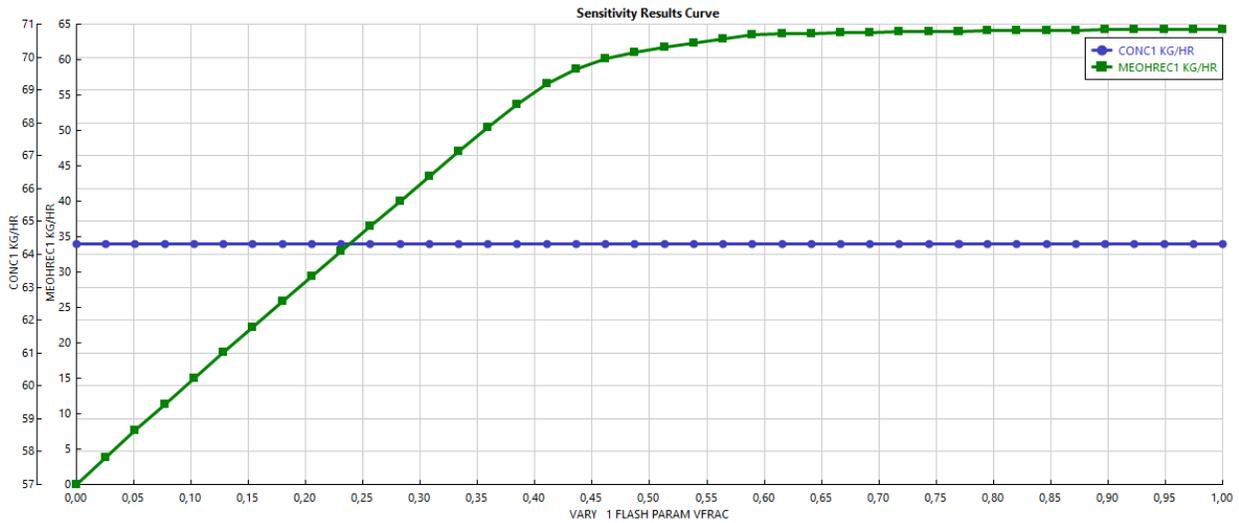
Análisis de sensibilidad para determinar la fracción de vapor

Iteración	FLASH – FRACCIÓN DE VAPOR (kg/h)	TRILIN (kg/h)	TRIFAME (kg/h)
27	0,666	64,313	63,816
28	0,692	64,313	63,879
29	0,717	64,313	63,935
30	0,743	64,313	63,985
31	0,769	64,313	64,029
32	0,770	64,313	64,031
33	0,795	64,313	64,070
34	0,820	64,313	64,107
35	0,846	64,313	64,142
36	0,871	64,313	64,173
37	0,897	64,313	64,203
38	0,923	64,313	64,231

Figura 29

Fracción de vapor de metanol recuperado en el flash del concentrado resultante en el proceso

//

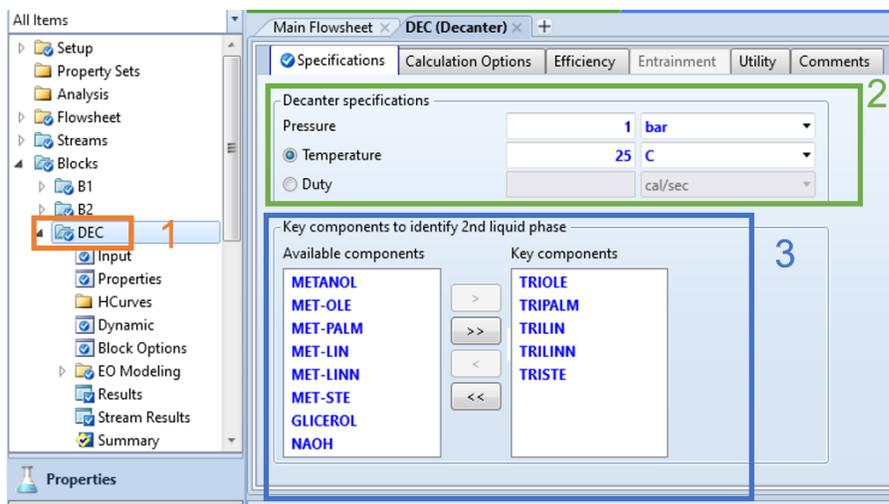


2.3.4.2 Equipo de Decantación

Tras la reacción de transesterificación y recuperación de metanol, el PROD1 deberá mantener sólo los ésteres metílicos y separarse del glicerol, por lo que es necesario utilizar un decantador tal como Moreno Nájera (2022) describe; las condiciones de dicha operación son 25°C y 1 bar para una separación de fases líquido – líquido adecuada (figura 30).

Figura 30

Configuración de las condiciones para el equipo de decantación

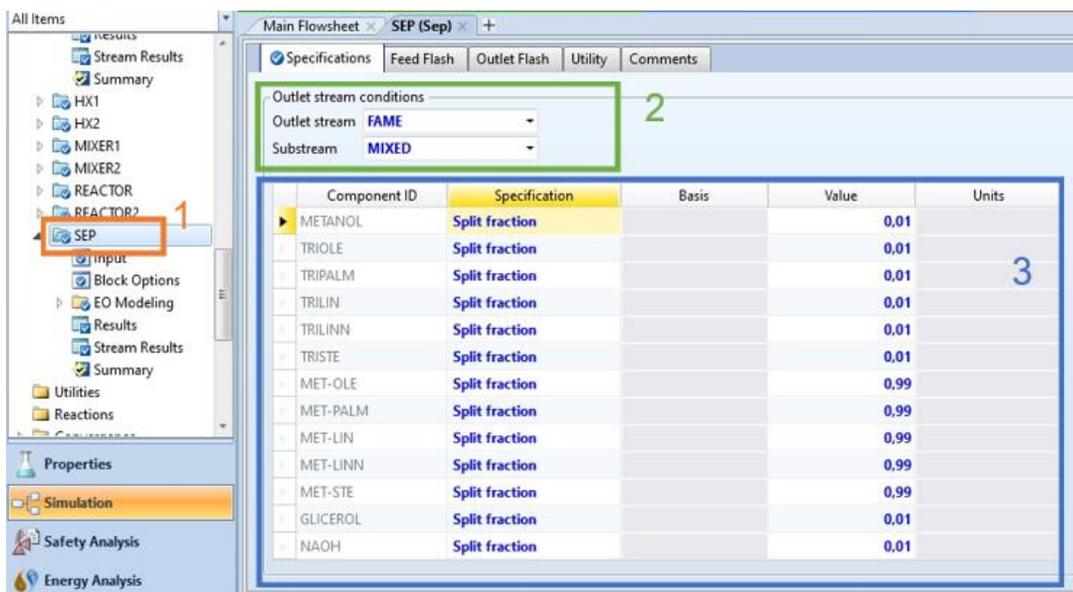


2.3.4.3 Equipo de Separación

La corriente de PREFAME es material primario para esta operación, y a partir de ella se establecen las separaciones por componente priorizando la selectividad del FAME a obtener. En este caso, el objetivo de esta unidad es producir biodiesel que cumpla con las especificaciones de la ASTM, es decir, más del 99% de ésteres metílicos (figura 31) (Feng et al., 2022).

Figura 31

Condiciones de operación para el separador



3. Análisis y Discusión de Resultados

Se presentan, a continuación, todas las tablas de resultados de las corrientes por cada uno de los diagramas de flujo de los procesos simulados en la obtención de biodiesel. Así, se ha considerado mantener dos secciones respecto a las líneas resultantes para las operaciones estándar y optimizadas. Adicionalmente, se muestran las salidas de diseño de equipo que brinda Aspen Plus®.

La evaluación económica se lleva a cabo consiguientemente tras la exposición de resultados primarios, e intensifica la importancia y el alcance del programa como herramienta de simulación para aprovechamiento de oportunidades en la generación de proyectos de biorrefinerías sustentables. En ese sentido, se analizarán los cambios de equipos por proceso, la flexibilidad y experimentación con la intrínseca variación de costos y tiempo mediante un trabajo ingenieril con impulso en innovación y desarrollo de soluciones más técnicas y/o ecoeficientes.

3.1 Resultados de las corrientes luego de la simulación

3.1.1 Resultados del proceso estándar

Aspen Plus® arroja los valores efectivos para cada uno de los componentes involucrados en el proceso, considerando flujo másico total y parcial hasta la obtención de producto purificado o separado como ésteres metílicos. Se han considerado cuatro cifras decimales en los resultados, aunque en ciertos casos no se encuentran diferencias significativas y se reducen solamente a uno, dos o tres decimales por la precisión en la proporción de componentes de entrada y líneas de flujo parcial (tabla 16 y 17).

Tabla 16

Resultados de las corrientes del proceso estándar

Corriente / Flujo Másico	MEOH (175 kg/h)	NAOH (31,5 kg/h)	ACEITE (1050 kg/h)	H2O (50 kg/h)	GLICEROL (187,30 kg/h)	FAME (1042,16 kg/h)
Metanol	175	0	0	0	45,723	0,056
Trioleína	0	0	364,35	0	5,6e-10	0,742
Tripalmitina	0	0	214,20	0	4,7e-09	3,124
Trilinoleína	0	0	412,65	0	6,9e-10	1,031
Trilinolenina	0	0	3,15	0	5,8e-12	0,011
Triestearina	0	0	55,65	0	7,8e-11	0,109
Oleato de metilo	0	0	0	0	0,032	362,232
Palmitato de metilo	0	0	0	0	0,045	206,914
Linoleato de metilo	0	0	0	0	0,037	409,371
Linolenato de metilo	0	0	0	0	0,0002	3,123
Estearato de metilo	0	0	0	0	0,005	55,341
Glicerol	0	0	0	0	110,961	0,005
Agua	0	0	0	50	1,148	0,098
Hidróxido de Sodio	0	31,5	0	0	29,355	0,004

Tabla 17

Resultados de las corrientes intermedias y adicionales del proceso estándar

Corriente /	MIX1/	MIX 3	ACEI-2/	PREFAME	PROD1/	MEOHREC	ACEI-	PROD4	MEOH+
Flujo másico (kg/h)	MIX2	(342,15	ACEI-3/	(1.442,15	PROD2/	(135,65	REC	(1.169,2	H2O
	(206,5	kg/h)	ACEI-4	kg/h)	PROD3	kg/h)	(50 kg/h)	kg/h)	(77,03
	kg/h)		(1.100 kg/h)		(1.306,5				kg/h)
					kg/h)				
Metanol	175	309,93	1,4e-09	194,002	59,069	134,933	1,5e-09	13,346	13,289
Trioleína	0	1,2e-52	382,745	19,137	19,137	1,2e-52	18,395	19,137	1,6e-10
Tripalmitina	0	1,4e-50	222,186	11,109	11,109	1,4e-50	7,986	11,109	2,9e-09
Trilinoleína	0	5,1e-53	433,284	21,664	21,664	5,1e-53	20,634	21,664	2,4e-10
Trilinolenina	0	4,2e-55	3,304	0,165	0,165	4,2e-55	0,154	0,165	3,2e-12
Triestearina	0	1,8e-52	58,464	2,923	2,923	1,9e-52	2,814	2,923	2,5e-11
Oleato de metilo	0	1,7e-15	0,004	365,269	365,269	1,7e-15	0,005	365,237	3,001
Palmitato de metilo	0	8,5e-13	0,003	212,132	212,132	8,5e-13	0,004	212,087	5,169
Linoleato de metilo	0	3,7e-14	0,007	413,515	413,515	3,7e-14	0,007	413,478	4,099
Linolenato de metilo	0	1,4e-16	5,4e-0	3,153	3,153	1,4e-16	5,3e-05	3,153	0,029
Estearato de metilo	0	1,4e-15	0,0013	55,794	55,794	1,4e-15	0,001	55,789	0,447
Glicerol	0	6,9e-17	7,5e-12	111,072	111,072	6,9e-17	7,5e-12	0,110	0,105
Agua	0	5,9e-10	2,6e-08	2,7e-08	2,63e-08	5,9e-10	2,6e-08	48,850	48,753
Hidróxido de Sodio	31,5	32,216	1,2e-09	32,217	31,500	0,7167	1,2e-09	2,1450	2,141

3.1.2 Resultados de las corrientes del proceso optimizado

Se exponen todas las corrientes como en el caso anterior, aunque en este se muestra una disminución de líneas resultantes por la menor cantidad de equipos utilizados para la simulación. Se consideran cuatro decimales, con la excepción ya descrita respecto a componentes con uno, dos o tres decimales (tabla 18 y 19).

Tabla 18

Resultados de las corrientes del proceso optimizado

Corriente / Flujo	MEOH	NAOH	ACEITE	GLIC-PRO	FAME
másico	(175 kg/h)	(31,5 kg/h)	(1050 kg/h)	(212,73 kg/h)	(1043,77 kg/h)
Metanol	175	0	0	58,191	0,588
Trioleína	0	0	364,35	0,902	0,009
Tripalmitina	0	0	214,20	0,530	0,005
Trilinoleína	0	0	412,65	1,021	0,010
Trilinolenina	0	0	3,15	0,008	7,87e-05
Triestearina	0	0	55,65	0,138	0,0014
Oleato de metilo	0	0	0	3,651	361,443
Palmitato de metilo	0	0	0	2,147	212,584
Linoleato de metilo	0	0	0	4,135	409,370
Linolenato de metilo	0	0	0	0,032	3,125
Estearato de metilo	0	0	0	0,558	55,204
Glicerol	0	0	0	110,236	1,111
Hidróxido de Sodio	0	31,5	0	31,185	0,315

Tabla 19

Resultados de las corrientes adicionales e intermedias del proceso optimizado

Corriente / Flujo másico (kg/h)	MIX1/MIX2 (206,5 kg/h)	CONC1 (1.256,5 kg/h)	MEOHREC1 (660,96 kg/h)	PROD1 (595,53 kg/h)	ALIM1/ ALIM1CAL (595,26 kg/h)	PREFAME (1256,23 kg/h)	GLIC1 (0,26 kg/h)	GLIC2 (212.47 kg/h)
Metanol	175	64,313	64,031	0,282	0,279	58,777	0,002	58,189
Trioleína	0	18,218	0,0004	18,217	18,217	0,911	1,4e-13	0,902
Tripalmitina	0	10,710	0,0006	10,709	10,709	0,536	2,7e-12	0,530
Trilinoleína	0	20,633	0,0005	20,632	20,632	1,032	8,2e-14	1,021
Trilinolenina	0	0,158	4,5e-06	0,157	0,156	0,008	3,3e-16	0,008
Triestearina	0	2,783	6,2e-05	2,782	2,782	0,139	3,9e-14	0,138
Oleato de metilo	0	347,709	150,793	196,916	196,916	365,094	2,1e-05	3,651
Palmitato de metilo	0	204,506	116,585	87,922	87,922	214,731	2,9e-05	2,147
Linoleato de metilo	0	393,815	169,126	224,689	224,689	413,505	1,9e-05	4,135
Linolenato de metilo	0	3,006	1,280	1,7260	1,726	3,157	1,2e-07	0,032
Estearato de metilo	0	53,107	21,976	31,131	31,131	55,762	4,1e-06	0,558
Glicerol	0	106,044	105,704	0,340	0,077	111,083	0,264	110,236
Hidróxido de Sodio	31,5	31,500	31,472	0,028	0,027	31,499	0,001	31,185

Se analizan diversas corrientes de entrada y salida para verificar la eficiencia de proceso en la obtención de biocombustible. Por ello, con respecto a los componentes en FAME Y ACEITE, como ácidos grasos insaturados, no se hallan diferencias significativas, ya que la reducción por la utilización o reutilización, dado el caso de la optimización, permite mantener a niveles muy bajos los flujos que no han sido transformados de forma completa. Por ejemplo, la tripalmitina para el biodiesel que procede del modelo estándar difiere del triglicérido no reaccionante en la optimización por 3 unidades. Las proporciones de cada uno de los componentes de ACEITE han disminuido considerablemente a valores cercanos a cero, con la excepción ya citada.

En el FAME, el valor total encontrado es menor por una unidad de flujo másico en favor del proceso optimizado debido a las variaciones de composición parcial por línea de flujo. Tres componentes fundamentan la diferencia de resultados entre metilésteres, siendo el de mayor consideración el palmitato de metilo, haciendo referencia a una discrepancia nominal de 6 unidades; y en menor proporción se encuentran el oleato y estearato de metilo con divergencias de una unidad y decimales, respectivamente. En contraste, otro producto de la producción de biodiesel que ciertamente confiere significancia técnica al modelado es el Glicerol; este componente evaluado desde el FAME en la estandarización y optimización presenta una diferencia de 25 unidades en beneficio del segundo prospecto, incluyendo todos los subproductos adyacentes al flujo de proceso, pero que en sus 110 kg/h (en ambos casos) puede determinar la eficiencia de proceso de transesterificación y explicar la influencia de una doble reacción y un recirculado de metanol más efectivo.

Ravichandran et al., (2023) con un tiempo de operación de 7.920 horas, expone un proceso de transesterificación usando óxido de calcio (CaO) al 5% como catalizador básico heterogéneo y aceite de la macroalga *Dictyota bartayresiana*. Por otro lado, Naveenkumar & Baskar (2020) utilizan aceite de *Calophyllum Inophyllum*, catalizador de ácido sulfúrico al 0,5%, y un reactor de tanque agitado continuo para una primera transesterificación, de la cual el aceite que no ha reaccionado es enviado directamente a un segundo proceso de alcoholólisis en un tanque estriado continuo que, en una segunda generación, cuenta con un catalizador heterogéneo CaO dopado con zinc al 5%. Consecuentemente, haciendo alusión a las operaciones similares para ambos autores; el lavado o extracción líquida de biodiesel sucede como en el procesamiento estándar, y la evaporación instantánea o flash en la recuperación del exceso de metanol, ya sea utilizada o no para una segunda reacción como en la simulación optimizada, es común. Adicionalmente, comparten al metanol como material primario en la alcoholólisis para producir anualmente 26'367.636 kg y 22'274.681 kg de biocombustible, correspondiendo a la descripción precedente.

En contraste, existen características en los equipos complementarios y de purificación, así como de materias primas que discrepan respecto a las transformaciones I y II. Por ejemplo, en el artículo de 2020 se lleva a cabo el calentamiento de las materias primas por medio de vapor, y previo al ingreso del material no reaccionante en el siguiente reactor (como en la optimización), el flujo de la línea de salida del CSTR es decantado para luego distribuir la separación que no necesita ser procesada nuevamente. Asimismo, se usa la centrifugación para la extracción del catalizador y su posterior recirculación (en ambos estudios); una operación que no se ha considerado en las modeladas y que permite mantener o generar el mismo estado de conversión que en una primera reacción de transesterificación. Por ende, y debido a la influencia directa que esta materia prima tiene sobre el rendimiento de la producción de biodiesel, se debe señalar que para las simulaciones se alcanza un grado de conversión de 95% con catalizador homogéneo de hidróxido de sodio al 1%; en cambio, para las citadas en primera y segunda instancia, los rendimientos fueron de 89,6% y 91,95% (solo para la segunda reacción), respectivamente. De esta manera, se dilucida que mientras se aumente la concentración adecuadamente de la sosa cáustica o se acerque al 5% usado en los estudios expuestos, podría lograrse una mejor transformación de biodiesel. Cabe recalcar que, aunque el aceite se obtenga de fuentes vegetales diferentes, la conversión se analiza desde el punto de vista del catalizador, haciendo que la variabilidad de la composición lipídica sea insignificante, teniendo en cuenta un contenido de ácidos grasos menor de 18% para la macroalga *D. bartayresiana* y una fracción de lípidos de hasta 60% para la planta *Calophyllum Inophyllum*.

Autores como Ban et al., (2022) que sostienen un tiempo productivo de 8.000 horas y un rendimiento de 94%, asocian sus operaciones unitarias con las diagramadas para la estandarización y optimización, y obtienen una producción anual de biodiesel de 31'680.000 kg, suponiendo que la materia prima inicial superó por el triple o más a la presentada en la base de diseño, al tener como evidencia un flujo másico de 3.960 kg/h de producto final. La estimación de la capacidad producida por cada uno de los procesos I y II es de alrededor de 8'874.000 kg en base a un tiempo aproximado de 8.500 horas por año, un dato similar al ya citado. Por lo que se refiere al tiempo de vida de la planta, el caso de los artículos anteriores es de 20 años, igual al de este estudio (**Figura 32 y Figura 33**), a excepción de los 15 años para la publicación de la producción de biodiesel a partir de *C. Inophyllum*. La diferencia entre los procesos I y II con el prospecto, por ejemplo, de Ravichandran et al., (2023) radica en que el inicio de las operaciones es de 4,8 meses en contraste con los 4,5 y 3,5 meses respectivos en los casos simulados.

Figura 32

Tiempo de vida operativa de la planta del proceso estándar

Process economic analyzer options

Template: C:\ProgramData\AspenTech\Economic Evaluation V11.0\EE_Templates\Templates\US_II

Scenario: USA COSTS

Description: ECONOMIC ANALYSIS OF BIODIESEL PRODUCTION

Investment options

Operating life of plant: 20 year

Length of plant startup: 18 week

Start of basic engineering: 13 Mar 2023

Figura 33

Tiempo de vida operativa de la planta del proceso optimizado

Process economic analyzer options

Template: C:\ProgramData\AspenTech\Economic Evaluation V11.0\EE_Templates\Templates\US_II

Scenario: USA COSTS

Description: ECONOMIC ANALYSIS OF BIODIESEL PRODUCTION

Investment options

Operating life of plant: 20 year

Length of plant startup: 14 week

Start of basic engineering: 13 Mar 2023

3.1.3 Análisis Económico con Aspen Plus

En las **tablas 20 y 21** se muestran los costos operativos por cada una de las simulaciones realizadas, que dilucidan la productividad del proceso optimizado respecto al estándar. Los costos son menores a pesar del nivel de tecnificación de diseño y construcción aplicados, y de la instalación de equipos llevada a cabo. Se tiene, de esta forma, una inversión estándar sobre la instalación de equipos de 1'245.800 USD en base a un costo de maquinaria de 394.900 USD. Por otro lado, en el proceso mejorado los valores se reducen al tener un costo de equipo e instalación de 153.300 y 784.400 USD, respectivamente (**Tabla 22**).

Tabla 20
Análisis económico del proceso estándar

Equipo	Costo de equipo (USD)	Instalación de equipo (USD)	Peso del equipo (kg)	Peso del equipo instalado (kg)	Servicios auxiliares (USD/hr)
B1	4.400	29.000	81,65	997,00	0,0069
B2	4.300	30.000	90,71	1118,10	0,0434
REACTOR	47.100	185.100	1496,85	7297,85	0
DEST	95.900	481.600	5440,90	21105,20	4,1940
B3	4.300	30.000	90,71	1118,10	0,0434
SEP	33.700	86.900	1.850,00	3313,00	0
PURI	205.200	432.200	8381,80	20108,66	0,0868
SUBTOTAL	394.900	1'245.800			
TOTAL	1'640.700				

Tabla 21
Análisis económico del proceso optimizado

Equipo	Costo de equipo (USD)	Instalación de equipo (USD)	Peso del equipo (kg)	Peso del equipo instalado (kg)	Servicios auxiliares (USD/hr)
B1	4.400	29.000	81,81	999,10	0,006
B2	4.300	30.000	86,36	1.115,91	0,028
REACTOR	47.100	185.100	1.500,00	7.304,10	0
FLASH	16.400	122.400	1.181,81	6.889,10	0
DEC	16.400	122.400	1.181,81	6.889,10	0
REACTOR2	48.300	191.900	1.681,81	8.371,81	0
SEP	16.400	103.600	1.181,81	4.689,55	0
SUBTOTAL	153.300	784.400			
TOTAL	937.700				

Tabla 22
Resultados de costos

Costo	Proceso Estándar	Proceso Optimizado
Costo de equipo (USD)	394.900	153.300
Costo de instalación (USD)	1'245.800	784.400
Costo de utilidad total (USD)	76.424	40.929
Costo de capital total (USD)	4'211.330	3'740.420
Costo de operación total (USD)	1'714.880	1'308.260

Los resultados en la tabla 22 hacen referencia, por columna, primero al costo económico estándar y luego al optimizado. Entonces, dentro de los costos totales de capital se agrupan indicadores económicos potenciales como equipos, instalaciones y gastos indirectos (Ianda et al., 2022); de esta forma, se tiene un total de 4'211.330 USD y 3'740.420 USD. En comparación, los costos de operación totales son 1'714.880 USD y 1'308.260 USD. Para esta última designación, se consideran salarios de mano de obra, costo de materias primas, costo de mantenimiento y costos de servicios auxiliares (agua de enfriamiento, calefacción, vapor, energía eléctrica), inflación, impuesto a la renta⁸, etc. (Gil et al., 2011).

Tejada Carbajal (2020) desarrolla un estudio de costos de capital y de operación en tanto a cinco escenarios sobre la producción de biodiesel basándose en procesos catalíticos de transesterificación. El primer prospecto toma en consideración una destilación reactiva mediante catalizador heterogéneo y conlleva un gasto de capital de 3'750.000 USD, caso que muestra ser ventajoso al permitir alcanzar rendimientos óptimos rápidamente, y reducción de los costos de equipos al unificar los procesos de transesterificación y destilación en uno solo. En cambio, un segundo escenario tiene un costo sobre el capital de 4'250.000 USD a partir de una alcoholisis catalítica heterogénea de triglicéridos de ácidos grasos en un reactor CSTR. En relación con el costo que se genera con la simulación en este trabajo, se tiene un valor que fluctúa y se asemeja al segundo prospecto respecto al procesamiento estándar; sin embargo, la diferencia de 877.530 USD a razón de la optimización permite visualizar un panorama económico más tolerable.

Si bien la transesterificación en un destilador reactivo y CSTR puede tener ciertas especificaciones cinéticas y de reacción de diferente orden, el modo de operación debido al reactor Rstoic utilizado para este trabajo, que mantiene una operación bajo parámetros de conversión y uso de catalizadores homogéneos y heterogéneos, muestra contemplaciones económicas similares tras un simulado y diagramado final.

En el análisis económico se establece un tiempo operativo por año que puede referirse a los 247 días hábiles para el año en curso. Por tanto, sobre la cantidad total de costo tanto operativo como de capital, se genera un valor de fabricación por kg de biodiesel para el procesamiento estándar de 0,94 USD y otro de 0,81 USD en el caso del modelo optimizado. Estos valores pueden tener sustento metodológico y experimental en los costos que Ianda et al., (2022) y Silva et al., (2014) muestran en sus estudios con capacidad productiva superior a la calculada, siendo similares a los 0,88 y 1,15 USD/kg obtenidos por estos autores, respectivamente. Asimismo, Ravichandran

⁸ En Ecuador la tarifa de pago sobre el impuesto a la renta corresponde al 25% sobre la base imponible.

et al., (2023) presenta un prospecto para producción de biodiesel que se define como uno de los de menor capacidad encontrada, y que expone un valor de 0,84 USD por kilogramo de biocombustible y un costo total operativo de 30'413.000 USD/año, siendo el 93% solo la representación de los costos de materia prima. Por tanto, la cantidad restante que se refieren a costos de equipos e instalación, primordialmente, corresponden solo a 2'287.057 USD/año en comparación a la inversión de capital total de 2'753.000 por Naveenkumar & Baskar (2020), y las logradas en esta tesis de 1'714.880 y 1'308.260 respecto al proceso I y II.

4. Conclusiones y Recomendaciones

Se logró desarrollar satisfactoriamente el proceso de producción de biodiesel a partir de la fracción lipídica de microalgas *Chlorella*. Para ello, se estableció una base de datos sobre la composición del aceite vegetal de tercera generación expuesta por varios autores, de la cual se seleccionó la proporción de componentes esenciales y adecuados para tratar una biomasa desaprovechada y poco estudiada dentro del sistema de procesamiento de aguas residuales en PTAR Cuenca, Ecuador. Este trabajo se ha basado principalmente en una revisión bibliográfica exhaustiva de parámetros de operaciones unitarias asociadas con la producción de biodiesel ya sea de forma experimental y/o mediante la utilización de software para el mismo fin. Se destaca, de esta manera, el ahorro de recursos que la simulación de procesos incluye sobre los aspectos tanto económico y técnico para el desarrollo de un proyecto o proceso industrial, permitiendo obtener un punto de vista ingenieril ante el comportamiento de los procesos dentro de un sistema de biorrefinería. La caracterización y transformación de la materia prima ha sido analizada a partir de la información interpretada y adaptada al software con el objetivo de escalar los resultados a nivel piloto e industrial. Se lleva a cabo un diseño conceptual evaluado técnica y económicamente mediante Aspen Plus® V11, software de aplicación profesional sobre simulación de plantas químicas que incluye los procesos de transesterificación, destilación y separación/purificación de ésteres metílicos de ácidos grasos.

Se establecieron las condiciones óptimas de transesterificación mediante reactores de tipo Rstoc. En el proceso estándar se lleva a cabo una sola conversión a FAME; en cambio, con el uso de un segundo tanque, el proceso optimizado se vuelve mucho más eficiente y modela una mejor recuperación de metanol. Adicionalmente, el glicerol generado en buena proporción según lo establecido en las corrientes de los diagramas procedimentales, como subproducto de la transformación, podrá ser neutralizado y purificado posteriormente para un fin diferente como por ejemplo el de lubricidad y anticongelamiento. Al suponer una evaporación Flash y no una destilación y separación como en el primer proceso, la optimización reduce el costo por la simulación de columnas y la limpieza de ésteres mediante solventes. De esta manera, es más factible recuperar el aceite que no ha sido transformado en la alcoholísis previa y generar un producto no purificado sino separado al 99% en sus ésteres palmítico, oleico, linoleico, esteárico, y linolénico.

Con la creación de la base de datos expuesta, se ha considerado rigurosamente la elección más propicia del tipo de microalga con la que puede ser realmente factible una transformación de

magnitud escalable. Por ello, teniendo en cuenta la aplicabilidad del mejor prospecto se desarrolló un diseño de dos procesos con operaciones unitarias parcialmente diferentes. Si bien la cantidad de equipos esenciales de producción para la estandarización y optimización son similares, la reducción de costos totales es significativa mediante una disparidad a favor del segundo modelo de 877.530 USD, brindando un valor por kilogramo de biodiesel de 0,81 USD y un flujo másico de 1.044 kg/h. Por tanto, el proceso optimizado presenta una viabilidad económica y técnica más adecuada.

En cuanto a recomendaciones, en primer lugar, se enfatiza el estudio ingenieril y el mejoramiento de las aplicaciones industriales mediante el análisis de factibilidad de proyectos de magnitud industrial a través de herramientas especializadas sobre simulación de procesos con el fin de establecer una mejor toma de decisiones sobre su continuidad o resolución. Cabe recalcar, que a pesar de la gran cantidad de componentes y propiedades de los modelos termodinámicos que Aspen Plus® tiene disponible, yace solamente como un elemento en la contribución del desarrollo de conocimientos y sentido común del Ingeniero Químico al momento de afrontar verdaderos problemas y proyectos de Ingeniería.

Sería pertinente ahondar en estudios sobre la institución de un modelo de biorrefinería junto a una diversificación en la producción de biocombustibles enfocado a la utilización o reutilización de residuos orgánicos aprovechables de biomasa de primera, segunda o tercera generación.

Se recomienda profundizar en la evaluación y análisis del consumo energético que se asocia íntimamente a los requerimientos técnicos y económicos mencionados en este trabajo. Generar, además, un estudio sobre la entrega de calor a los equipos y el aporte de los sistemas de circulación o recirculación sobre el intercambio de calor a partir de las líneas de flujo resultantes. Adicionalmente, y no menos importante, investigar y proyectar el consumo de energía desde una perspectiva medioambiental y de innovación, como por ejemplo sistemas solares térmicos, con el fin de reducir la dependencia de servicios auxiliares a través de medios externos y aplicar una autosuficiencia energética en cierta medida.

Referencias

- Aboelazayem, O., Gadalla, M., & Saha, B. (2018). Design and simulation of an integrated process for biodiesel production from waste cooking oil using supercritical methanolysis. *Energy*, 161, 299–307. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.07.139>
- Aguinaga Echanique, D. I. (2015). *Análisis de la cadena productiva palma africana – aceite – biodiesel, para la comercialización progresiva de eco diésel en el país* [Universidad Andina Simón Bolívar]. <https://repositorio.uasb.edu.ec/bitstream/10644/4952/1/T1932-MBA-Aguinaga-Analisis.pdf>
- Ahmed, M., Abdullah, A., Laskar, A., Patle, D. S., Vo, D.-V. N., & Ahmad, Z. (2022). Process simulation and stochastic multiobjective optimisation of homogeneously acid-catalysed microalgal in-situ biodiesel production considering economic and environmental criteria. *Fuel*, 327, 125165. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.125165>
- Ahmed, M., Ahmad, K. A., Vo, D.-V. N., Yusuf, M., Haq, A., Abdullah, A., Aslam, M., Patle, D. S., Ahmad, Z., Ahmad, E., & Athar, M. (2023). Recent trends in sustainable biodiesel production using heterogeneous nanocatalysts: Function of supports, promoters, synthesis techniques, reaction mechanism, and kinetics and thermodynamic studies. *Energy Conversion and Management*, 280, 116821. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.116821>
- Almeida-Naranjo, C. E., Jácome, E., & Soria, R. (2022). Biodiesel market share in Ecuador: Current situation and perspectives. *Materials Today: Proceedings*, 49, 202–209. <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2021.09.050>
- Araujo, G., Robalino-López, A., & Tapia, N. (2019). Energy foresight: Exploration of CO2 reduction policy scenario for Ecuador during 2016–2030. *Energetika*, 65. <https://doi.org/10.6001/energetika.v65i1.3975>
- Aspen Technology Inc. (2000). *ASPEN PLUS® User Guide*.

- Ban, S., Shrestha, R., Chaudhary, Y., Jeon, J.-K., Joshi, R., & Uprety, B. (2022). Process simulation and economic analysis of dolomite catalyst based biodiesel production from Nepalese *Jatropha Curcas*. *Cleaner Chemical Engineering*, 2, 100029. <https://doi.org/10.1016/j.clce.2022.100029>
- Bart, J. C. J., Palmeri, N., & Cavallaro, S. (2010). *Biodiesel Science and Technology: From Soil to oil* (1st ed.). Woodhead Publishing. <https://shop.elsevier.com/books/biodiesel-science-and-technology/ball/978-1-84569-591-0>
- Brennan, L., & Owende, P. (2010). Biofuels from microalgae—A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14(2), 557–577. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2009.10.009>
- Caetano, N. S., Silva, V. F. M., Melo, A. C., Martins, A. A., & Mata, T. M. (2014). Spent coffee grounds for biodiesel production and other applications. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 16(7), 1423–1430. <https://doi.org/10.1007/s10098-014-0773-0>
- Cárdenas Vargas, R. (2012). *Biorrefinerías para la producción de biocombustibles de segunda generación* [Universidad Politécnica de Valencia]. <https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/27803/tesisUPV9008.pdf>
- Carlson, E. C. (1996). Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. *CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS*. https://d1wqtxts1xzle7.cloudfront.net/42733299/1996-Dont_gamble_with_physical_properties_for_simulations-libre.pdf?1455641637=&response-content-disposition=inline%3B+filename%3DDon_t_gamble_with_physical_properties.pdf&Expires=1678831631&Signature=fgNbCHCwH-uzMB~Mr5v2FUJe16bcOL2LQ6j9IXAd9R2iQTtlb8lvkx8GM2tM~mVof9hHW6gAHIIBoInE03IUI5k30CBWnl7ezBXXqTR2YZu9fWgVHrz5YXPG8jojb6HnKfnemMPilj1MNghPqF1QwtX4M7z9R46qH4gtTjOenk~6KOq0zjpYjsAonB6f111rKkSvuY9oC2z~6A7ytI4SBQBOuT7DxJ6MLa54SUdfZNdQhrTLr-

BNhq10LXKpaNs6p1BleunbYy276~Xqw8Z7i3Czm4tibsDIONlbcoUMH71YGPLTUtj-
woy3ulZEMN997mTyR11wfCD07Yrg~jkauw__&Key-Pair-
Id=APKAJLOHF5GGSLRBV4ZA

- Castellar Ortega, G. C., Angulo Mercado, E. R., & Cardozo Arrieta, B. M. (2014). Transesterificación de aceites vegetales empleando catalizadores heterogéneos. *Prospectiva*, 12(2), 90. <https://doi.org/10.15665/rp.v12i2.293>
- Chisti, Y. (2007). Biodiesel from microalgae. *Biotechnology Advances*, 25(3), 294–306. <https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2007.02.001>
- Cobos Ruiz, M., Paredes Rodríguez, J. D., & Castro Gómez, J. C. (2015). Inducción de la producción de lípidos totales de microalgas sometidas a estrés nutritivo. *Acta Biológica Colombiana*, 21(1). <https://doi.org/10.15446/abc.v21n1.47439>
- Cuenca, A. (2022, noviembre 11). *Las emisiones de CO2 crecerán en 2022*. <https://www.climatica.lamarea.com/emisiones-co2-creceran-2022/>
- De Lucas Herguedas, A. I., Del Peso Taranco, C., Rodríguez García, E., & Prieto Paniagua, P. (2012). *Biomasa, Biocombustibles y Sostenibilidad*. Centro Tecnológico Agrario y Agroalimentario.
- De Souza, T. A. Z., Pinto, G. M., Julio, A. A. V., Coronado, C. J. R., Perez-Herrera, R., Siqueira, B. O. P. S., Da Costa, R. B. R., Roberts, J. J., & Palacio, J. C. E. (2022). Biodiesel in South American countries: A review on policies, stages of development and imminent competition with hydrotreated vegetable oil. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 153, 111755. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.111755>
- EFEverde, R. (2018, junio 19). *Las islas Galápagos prueba aceite de piñón para reemplazar al diesel*. EFEverde. <https://efeverde.com/islas-galapagos-aceite-pinon-diesel/>
- Escobedo, M. J., Calderón, A. C., Escobedo, M. J., & Calderón, A. C. (2021). Biomasa microalgal con alto potencial para la producción de biocombustibles. *Scientia Agropecuaria*, 12(2), 265–282. <https://doi.org/10.17268/sci.agropecu.2021.030>

- Espinola, F. (2020, octubre 20). *ASPEN PLUS Modelo termodinámico* -. https://www.youtube.com/watch?v=ljs7eMvYRiA&ab_channel=ASPENPLUS.FranciscoEspinola
- Feng, L., Liu, J., Lu, H., Liu, B., & Chen, Y. (2022). Techno-economic and profitability analysis of plant for producing biodiesel from fresh vegetable oil and waste frying oil on large-scale. *Fuel*, 323, 124304. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.124304>
- Figueroa de la Vega, F. (2008). *"Tablero de comando" para la promoción de los biocombustibles en Ecuador*. Naciones Unidas. <https://biblioteca.olade.org/opac-tmpl/Documentos/cg00566.pdf>
- Folayan, A. J., & Anawe, P. A. L. (2019). Synthesis and characterization of Argania spinosa (Argan oil) biodiesel by sodium hydroxide catalyzed transesterification reaction as alternative for petro-diesel in direct injection, compression ignition engines. *Heliyon*, 5(9), e02427. <https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2019.e02427>
- Galanopoulos, C., Kenkel, P., & Zondervan, E. (2019). Superstructure optimization of an integrated algae biorefinery. *Computers & Chemical Engineering*, 130, 106530. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2019.106530>
- Garzón Andrade, A. L., & Ortiz Bernal, G. F. (2017). *Ajuste de un Modelo Matemático para determinar el comportamiento de las lagunas de tratamiento de aguas residuales de Ucubamba* [Universidad del Azuay]. <https://dspace.uazuay.edu.ec/bitstream/datos/6915/1/12870.pdf>
- Gil, I., Guevara, J., & García, J. (2011). *Análisis y simulación de procesos en ingeniería química*. Universidad Nacional de Colombia.
- Global Ratings. (2021). *Calificación Décimo Primer Programa de Papel Comercial—La Fabril S.A.* <https://www.globalratings.com.ec/site1/Adjuntos/330-2021-INFORMEFINAL-FABRIL-11PC-NOV.pdf>

- Goswami, R. K., Mehariya, S., Verma, P., Lavecchia, R., & Zuurro, A. (2021). Microalgae-based biorefineries for sustainable resource recovery from wastewater. *Journal of Water Process Engineering*, 40, 101747. <https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2020.101747>
- Grandclément, C., Seyssiecq, I., Piram, A., Wong-Wah-Chung, P., Vanot, G., Tiliacos, N., Roche, N., & Doumenq, P. (2017). From the conventional biological wastewater treatment to hybrid processes, the evaluation of organic micropollutant removal: A review. *Water Research*, 111, 297–317. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2017.01.005>
- Hasanuzzaman, MD., & Abd Rahim, N. (Eds.). (2019). *Energy for Sustainable Development Demand, Supply, Conversion and Management* (Academic Press). Academic Press. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-814645-3.11001-6>
- Hernández-Pérez, A., & Labbé, J. (2014). Microalgas, cultivo y beneficios. *Revista de Biología Marina y Oceanografía*, 49, 157–173. <https://doi.org/10.4067/S0718-19572014000200001>
- Hoyos Aguilar, T. C. (2018). *Caracterización del aceite extraído de cuatro especies de microalgas antárticas promisorias para su posible uso en el desarrollo de alimentos funcionales*. [Universidad Central del Ecuador]. <http://www.dspace.uce.edu.ec/bitstream/25000/15964/1/T-UCE-0008-CQU-020.pdf>
- Ianda, T. F., Kalid, R. de A., Rocha, L. B., Padula, A. D., & Zimmerman, W. B. (2022). Techno-economic modeling to produce biodiesel from marine microalgae in sub-Saharan countries: An exploratory study in Guinea-Bissau. *Biomass and Bioenergy*, 158, 106369. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2022.106369>
- Instituto Ecuatoriano de Estadísticas y Censos. (2016). *Estadística de Información Ambiental Económica en Gobiernos Autónomos Descentralizados Municipales 2015 (Agua y Alcantarillado)*. https://www.ecuadorencifras.gob.ec/documentos/web-inec/Encuestas_Ambientales/Municipios_2015/Documento_Tecnico-Gestion_de_Agua_y_Alcantarillado_2015.pdf

- Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura. (s/f). *Proyecto Piñón en Ecuador—Galápagos el gran beneficiario*. IICA.INT. Recuperado el 16 de julio de 2023, de <https://www.iica.int/es/prensa/noticias/proyecto-pinon-en-ecuador-galapagos-el-gran-beneficiario>
- Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*. Reverté S. A. <https://thunderbooks.files.wordpress.com/2009/05/disenodprocesos-en-ing-quimica-arturojimenez.pdf>
- Jiménez Ocaña, J. C. (2018). *Simulación de Procesos*. https://rinacional.tecnm.mx/bitstream/TecNM/4226/1/SimulacionProcesos_Libro.pdf
- Khoo, C. G., Dasan, Y. K., Lam, M. K., & Lee, K. T. (2019). Algae biorefinery: Review on a broad spectrum of downstream processes and products. *Bioresource Technology*, 292, 121964. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.121964>
- Kialashaki, M., Mahdavi, M. A., & Gheshlaghi, R. (2019). Improved transesterification conditions for production of clean fuel from municipal wastewater microalgae feedstock. *Journal of Cleaner Production*, 241, 118388. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118388>
- Knothe, G., & Razon, L. F. (2017). Biodiesel fuels. *Progress in Energy and Combustion Science*, 58, 36–59. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2016.08.001>
- Koyande, A. K., Chew, K. W., Rambabu, K., Tao, Y., Chu, D.-T., & Show, P.-L. (2019). Microalgae: A potential alternative to health supplementation for humans. *Food Science and Human Wellness*, 8(1), 16–24. <https://doi.org/10.1016/j.fshw.2019.03.001>
- Kumaran, M., Palanisamy, K. M., Bhuyar, P., Maniam, G. P., Rahim, M. H. Ab., & Govindan, N. (2023). Agriculture of microalgae *Chlorella vulgaris* for polyunsaturated fatty acids (PUFAs) production employing palm oil mill effluents (POME) for future food, wastewater, and energy nexus. *Energy Nexus*, 9, 100169. <https://doi.org/10.1016/j.nexus.2022.100169>

- Lee, J., Chia, W. Y., Ong, W.-J., Cheah, W. Y., Lim, S. S., & Chew, K. W. (2022). Advances in catalytic transesterification routes for biodiesel production using microalgae. *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, *52*, 102336. <https://doi.org/10.1016/j.seta.2022.102336>
- Lee, S. Y., Cho, J. M., Chang, Y. K., & Oh, Y.-K. (2017). Cell disruption and lipid extraction for microalgal biorefineries: A review. *Bioresource Technology*, *244*, 1317–1328. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.06.038>
- Liu, Y., Yang, X., Adamu, A., & Zhu, Z. (2021). Economic evaluation and production process simulation of biodiesel production from waste cooking oil. *Current Research in Green and Sustainable Chemistry*, *4*, 100091. <https://doi.org/10.1016/j.crgsc.2021.100091>
- Lu, W., Alam, Md. A., Pan, Y., Wu, J., Wang, Z., & Yuan, Z. (2016). A new approach of microalgal biomass pretreatment using deep eutectic solvents for enhanced lipid recovery for biodiesel production. *Bioresource Technology*, *218*, 123–128. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.05.120>
- Ma, G., Hu, W., Pei, H., Jiang, L., Song, M., & Mu, R. (2015). In situ heterogeneous transesterification of microalgae using combined ultrasound and microwave irradiation. *Energy Conversion and Management*, *90*, 41–46. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2014.10.061>
- Manuale, D. L. (2011). *Obtención de biodiésel en condiciones supercríticas* [Universidad Nacional del Litoral]. <https://bibliotecavirtual.unl.edu.ar:8443/bitstream/handle/11185/277/tesis.pdf>
- Martínez Sifuentes, V. H., Alonso Dávila, P., López Toledo, J., Salado Carbajal, M., & Rocha Uribe, J. A. (2000). *Simulación en Procesos en Ingeniería Química*. Plaza y Valdés S. A de C. V. <https://books.google.co.cr/books?id=yqCcMOy81JEC&printsec=frontcover&hl=es&pli=1#v=onepage&q&f=false>

- Meher, L. C., Vidya Sagar, D., & Naik, S. N. (2006). Technical aspects of biodiesel production by transesterification—A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 10(3), 248–268. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2004.09.002>
- Mendow, G., & Querini, C. A. (2013). High performance purification process of methyl and ethyl esters produced by transesterification. *Chemical Engineering Journal*, 228, 93–101. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2013.05.007>
- Merino, L. (2019, agosto 26). *Panorama—Las Islas Galápagos sustituyen el gasóil por biodiésel de piñones para mantener su condición de Patrimonio de la Humanidad*. Energías Renovables, el periodismo de las energías limpias.; Panorama - Las Islas Galápagos sustituyen el gasóil por biodiésel de piñones para mantener su condición de Patrimonio de la Humanidad - Energías Renovables, el periodismo de las energías limpias. <https://www.energiyas-renovables.com/panorama/las-islas-galapagos-sustituyen-el-gasoil-por-20190826>
- MET. (2021, enero 18). *When will fossil fuels run out?* <https://group.met.com/en/mind-the-fyouture/mindthefyouture/when-will-fossil-fuels-run-out>
- Mimouni, V., Couzinet-Mossion, A., Ulmann, L., & Wielgosz-Collin, G. (2018). Lipids from microalgae. En *Microalgae in Health and Disease Prevention* (pp. 109–131). Scopus. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811405-6.00005-0>
- Ministerio de Energía y Minas. (2022). *Balance Energético Nacional 2021*. https://www.rekursosyenergia.gob.ec/wp-content/uploads/2022/08/Balance_Energe%CC%81tico_Nacional_2021-VF_opt.pdf
- Moghadam, A. J., & Aghababai Beni, A. (2022). Comparison of biodiesel production from *Dunaliella salina* teodor and *Chlorella vulgaris* microalgae using supercritical fluid technique. *South African Journal of Chemical Engineering*, 41, 150–160. <https://doi.org/10.1016/j.sajce.2022.06.004>

- Montero-Sánchez, Y., Gallo, A., Gómez, L., Álvarez, I., Sabina, L., Támara, Y., Álvarez, A., Alfonso, M., & Ramírez, L. (2012). *Productividad de lípidos y composición de ácidos grasos de cinco especies de microalgas. I*, 37–43.
- Moreno Nájera, P. (2022). *Simulación de un proceso de producción de biodiesel a partir de aceite de microalgas usando un líquido iónico*.
<http://tesis.ipn.mx:8080/xmlui/handle/123456789/30412>
- Nambukrishnan, V., & Singaram, J. (2022). Enhanced biodiesel production by optimizing growth conditions of *Chlorella marina* in tannery wastewater. *Fuel*, 316, 123431.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.123431>
- Narula, V., Khan, Mohd. F., Negi, A., Kalra, S., Thakur, A., & Jain, S. (2017). Low temperature optimization of biodiesel production from algal oil using CaO and CaO/Al₂O₃ as catalyst by the application of response surface methodology. *Energy*, 140, 879–884.
<https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.09.028>
- Naveenkumar, R., & Baskar, G. (2020). Optimization and techno-economic analysis of biodiesel production from *Calophyllum inophyllum* oil using heterogeneous nanocatalyst. *Bioresource Technology*, 315, 123852. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.123852>
- Nguyen, T. T., Uemura, Y., Lam, M. K., Mansor, N., & Lim, J. W. (2019). Revealing the effect of reaction parameters towards alkyl group distribution in in-situ transesterification of *Chlorella vulgaris*. *Energy Conversion and Management*, 185, 223–231.
<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.01.113>
- Okeke, E. S., Ejeromedoghene, O., Okoye, C. O., Ezeorba, T. P. C., Nyaruaba, R., Ikechukwu, C. K., Oladipo, A., & Orege, J. I. (2022). Microalgae biorefinery: An integrated route for the sustainable production of high-value-added products. *Energy Conversion and Management: X*, 16, 100323. <https://doi.org/10.1016/j.ecmx.2022.100323>

- Ordóñez, C. F., & Barboza, J. M. (2019). Optimización del proceso de obtención de biodiesel de una empresa de producción, mediante simulación. *Revista Perspectivas*, 4(16), 105–133. <http://portal.amelica.org/ameli/journal/638/6383202004/html/>
- Pazmiño-Sánchez, J., Vargas-García, Y., & Dávila-Rincón, J. (2017). Perspectivas de las biorrefinerías y situación actual de los biocombustibles en Ecuador como país emergente. *Perfiles Científica*, 2. <http://ceaa.esPOCH.edu.ec:8080/revista.perfiles/faces/Articulos/Perfiles18Art7.pdf;jsessionid=e8ed335d1c3bf3d8737c00031cfe>
- Pereyra, A. (2005). *Diseño del Proceso*. <https://www.frlp.utn.edu.ar/materias/oindustrial/apunte3.pdf>
- Praveen Kumar, R., & Bharathiraja, B. (Eds.). (2021). *Nanomaterials Application in Biofuels and Bioenergy Production Systems*. Academic Press. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-822401-4.00041-6>
- Pydimalla, M., Husaini, S., Kadire, A., & Kumar Verma, R. (2023). Sustainable biodiesel: A comprehensive review on feedstock, production methods, applications, challenges and opportunities. *Materials Today: Proceedings*. <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2023.03.593>
- Rabelo Silva, G. C., & Caño De Andrade, M. H. (2020). Simulation and optimization of CSTR reactor of a biodiesel plant by various plant sources using Aspen Plus. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 18(8). <https://doi.org/10.1515/ijcre-2020-0085>
- Ravichandran, P., Rajendran, N., Al-Ghanim, K. A., Govindarajan, M., & Gurunathan, B. (2023). Investigations on evaluation of marine macroalgae *Dictyota bartayresiana* oil for industrial scale production of biodiesel through technoeconomic analysis. *Bioresource Technology*, 374, 128769. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2023.128769>
- Rawat, I., Ranjith Kumar, R., Mutanda, T., & Bux, F. (2013). Biodiesel from microalgae: A critical evaluation from laboratory to large scale production. *Applied Energy*, 103, 444–467. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2012.10.004>

- Rehman Hakeem, K., Bandh, S. A., Malla, F. A., & Aneesul Mehmood, M. (Eds.). (2022). *Environmental Sustainability of Biofuels Prospects and Challenges*. Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-323-91159-7.09995-1>
- Rodríguez, P. (2017). *Evaluación de métodos de extracción de aceite de microalgas para la producción de biodiesel*. <https://dspace.ups.edu.ec/bitstream/123456789/14825/1/UPS-CT007279.pdf>
- Rodríguez, P. A., Sánchez, Y., Zumalacárregui, L., Pérez, O., Hernández, A., Echeveste, P., & Lombardi, A. T. (2016). *Obtención de biomasa de microalga Chlorella vulgaris en un banco de prueba de fotobiorreactores de columna de burbujeo*. 125–129.
- Russell, C., Rodriguez, C., & Yaseen, M. (2022). Microalgae for lipid production: Cultivation, extraction & detection. *Algal Research*, 66, 102765. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2022.102765>
- Rusten, B., & Sahu, A. K. (2011). Microalgae growth for nutrient recovery from sludge liquor and production of renewable bioenergy. *Water Science and Technology*, 64(6), 1195–1201. Scopus. <https://doi.org/10.2166/wst.2011.722>
- Sajid, Z., Khan, F., & Zhang, Y. (2016). Process simulation and life cycle analysis of biodiesel production. *Renewable Energy*, 85, 945–952. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2015.07.046>
- Salva la Selva. (2022). *Cifras de la producción de etanol y biodiésel y materias primas utilizadas*. <https://www.salvalaselva.org/exitos-y-noticias/10861>
- Saravanan, A., Senthil Kumar, P., Badawi, M., Mohanakrishna, G., & Aminabhavi, T. M. (2023). Valorization of micro-algae biomass for the development of green biorefinery: Perspectives on techno-economic analysis and the way towards sustainability. *Chemical Engineering Journal*, 453, 139754. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2022.139754>
- Scenna, N., Aguirre, P. A., Benz, S., Chiotti, O., Espinosa, J., Ferrero, M., Montagna, J., Mussati, M., Pérez, G., Rodríguez, J., Salomone, H., Santa Cruz, A., Tarifa, E., & Vega, J. (1999).

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos.

[https://www.academia.edu/34057619/MODELADO_SIMULACI%C3%93N_Y_OPTIMIZA
CI%C3%93N_DE_PROCESOS_QU%C3%8DMICOS](https://www.academia.edu/34057619/MODELADO_SIMULACI%C3%93N_Y_OPTIMIZA
CI%C3%93N_DE_PROCESOS_QU%C3%8DMICOS)

Schenk, P., Stephens, E., Robin, S., & Posten, C. (2008). Second Generation Biofuels: High-Efficiency Microalgae for Biodiesel Production | SpringerLink. *BioEnergy Research*. <https://doi.org/10.1007/s12155-008-9008-8>

Sharma, P., Gujjala, L. K. S., Varjani, S., & Kumar, S. (2022). Emerging microalgae-based technologies in biorefinery and risk assessment issues: Bioeconomy for sustainable development. *Science of The Total Environment*, 813, 152417. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2021.152417>

Shiong Khoo, K., Chew, K. W., Yew, G. Y., Leong, W. H., Chai, Y. H., Show, P. L., & Chen, W.-H. (2020). Recent advances in downstream processing of microalgae lipid recovery for biofuel production. *Bioresource Technology*, 304, 122996. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.122996>

Silva, C., Soliman, E., Cameron, G., Fabiano, L. A., Seider, W. D., Dunlop, E. H., & Coaldrake, A. K. (2014). Commercial-Scale Biodiesel Production from Algae. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 53(13), 5311–5324. <https://doi.org/10.1021/ie403273b>

Sivakumar, G., Vail, D., Xu, J., Burner, D., Lay Jr, J., Ge, X., & Weathers, P. (2010). Bioethanol and biodiesel: Alternative liquid fuels for future generations. *Engineering in Life Sciences*, 1, 8–18. <https://doi.org/10.1002/elsc.200900061>

Sivaramakrishnan, R., & Incharoensakdi, A. (2017). Production of methyl ester from two microalgae by two-step transesterification and direct transesterification. *Environmental Science and Pollution Research*, 24(5), 4950–4963. <https://doi.org/10.1007/s11356-016-8217-5>

- Song, C., Liu, Q., Ji, N., Deng, S., Zhao, J., Li, S., & Kitamura, Y. (2016). Evaluation of hydrolysis–esterification biodiesel production from wet microalgae. *Bioresource Technology*, 214, 747–754. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.05.024>
- Souza Araujo, G., Mascena Lopes, D. N., Da Silva Santiago, C., Alves Da Silva, J. W., & Narciso Fernandes, F. A. (2020). Influence of nutrients on biomass and oil yield from microalgae *Chlorella vulgaris* for biodiesel production. *REVISTA CIÊNCIA AGRONÔMICA*, 51(1). <https://doi.org/10.5935/1806-6690.20200008>
- Souza, M. F., Hirata, G. F., & Batista, E. A. C. (2020). Evaluation of kinetics and thermodynamic parameters for simulation of palm oil biodiesel production. *Fluid Phase Equilibria*, 525, 112792. <https://doi.org/10.1016/j.fluid.2020.112792>
- Tahseen Hameed, khlaif. (2023). Improving the separation efficiency of crude oil produced using an upgraded Gravity separator with Green Power generation. *International Journal of Hydrogen Energy*. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2023.05.034>
- Tejada Carbajal, E. M., Martínez Hernández, E., Fernández Linares, L., Novelo Maldonado, E., & Limas Ballesteros, R. (2020). Techno-economic analysis of *Scenedesmus dimorphus* microalgae biorefinery scenarios for biodiesel production and glycerol valorization. *Bioresource Technology Reports*, 12, 100605. <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2020.100605>
- Tejada-Benítez, L., Henao-Argumedo, D., Alvear-Alayón, M., & Castillo-Saldarriaga, C. R. (2015). Caracterización y perfil lipídico de aceites de microalgas. *REVISTA FACULTAD DE INGENIERÍA*, 24(39), 43. <https://doi.org/10.19053/01211129.3550>
- Thanigaivel, S., Priya, A. K., Dutta, K., Rajendran, S., & Vasseghian, Y. (2022). Engineering strategies and opportunities of next generation biofuel from microalgae: A perspective review on the potential bioenergy feedstock. *Fuel*, 312, 122827. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.122827>

- Thanigaivel, S., Vickram, S., Dey, N., Gulothungan, G., Subbaiya, R., Govarathanan, M., Karmegam, N., & Kim, W. (2022). The urge of algal biomass-based fuels for environmental sustainability against a steady tide of biofuel conflict analysis: Is third-generation algal biorefinery a boon? *Fuel*, 317, 123494. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.123494>
- Tien Thanh, N., Mostapha, M., Lam, M. K., Ishak, S., Kanna Dasan, Y., Lim, J. W., Tan, I. S., Lau, S. Y., Chin, B. L. F., & Hadibarata, T. (2022). Fundamental understanding of in-situ transesterification of microalgae biomass to biodiesel: A critical review. *Energy Conversion and Management*, 270, 116212. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.116212>
- Torroba, A. (2020). *Atlas de los biocombustibles líquidos 2019-2020*. Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura (IICA). <https://repositorio.iica.int/bitstream/handle/11324/13974/BVE20128304e.pdf?sequence=1&isAllowed=y#:~:text=Los%20cinco%20principales%20productores%20de%20biodi%C3%A9sel%20en%20el%20mundo%20son,Pa%C3%ADses%20Bajos%2C%20Tailandia%20y%20Malasia.>
- Torroba, A., Brenes Porras, C., Orozco, R., & Vernazza, S. (2022). *Estado de los Biocombustibles líquidos en las Américas 2022*. https://repositorio.iica.int/bitstream/handle/11324/21279/BVE22118335e_compressed.pdf?sequence=5&isAllowed=y
- Vale, M. A., Ferreira, A., Pires, J. C. M., & Gonçalves, A. L. (2020). Chapter 17—CO₂ capture using microalgae. En M. R. Rahimpour, M. Farsi, & M. A. Makarem (Eds.), *Advances in Carbon Capture* (pp. 381–405). Woodhead Publishing. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-819657-1.00017-7>
- Vélez Tamayo, M. J. (2013). *Estudio sobre el modelado y control de las condiciones óptimas de cultivo de microalgas en fotobiorreactores para la producción de biodiésel*. [Universidad de Almería]. <http://repositorio.ual.es/bitstream/handle/10835/2826/Trabajo.pdf?sequen>

- Vilas Bôas, R. N., Mendes, M. F., Vilas Bôas, R. N., & Mendes, M. F. (2022). A review of biodiesel production from non-edible raw materials using the transesterification process with a focus on influence of feedstock composition and free fatty acids. *Journal of the Chilean Chemical Society*, 67(1), 5433–5444. <https://doi.org/10.4067/S0717-97072022000105433>
- Vinay, S., Raju, K., Rajendra, K., & Chandra, S. (2015). *Aspen simulation of Biodiesel production plant*. <https://doi.org/10.13140/RG.2.1.2154.9204>
- Vivek Raja, K. (2015). *Optimization of biodiesel production using Aspen Plus* [National Institute of Technology Rourkela]. <https://core.ac.uk/download/pdf/80147602.pdf>
- Wrede, D., Taha, M., Miranda, A. F., Kadali, K., Stevenson, T., Ball, A. S., & Mouradov, A. (2014). Co-cultivation of fungal and microalgal cells as an efficient system for harvesting microalgal cells, lipid production and wastewater treatment. *PLoS ONE*, 9(11). Scopus. <https://doi.org/10.1371/journal.pone.0113497>
- Ycaza, I. (2017). *Las Microalgas – Yachay Tech*. <https://www.yachaytech.edu.ec/noticia/las-microalgas/>
- Zhang, Y., Dubé, M. A., McLean, D. D., & Kates, M. (2003). Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment. *Bioresource Technology*, 89(1), 1–16. [https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(03\)00040-3](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(03)00040-3)
- Zhou, J., Wang, M., Saraiva, J. A., Martins, A. P., Pinto, C. A., Prieto, M. A., Simal-Gandara, J., Cao, H., Xiao, J., & Barba, F. J. (2022). Extraction of lipids from microalgae using classical and innovative approaches. *Food Chemistry*, 384, 132236. <https://doi.org/10.1016/j.foodchem.2022.132236>

Anexos

Anexo A. Resultados de equipos para el proceso estándar

Tabla 23
Resultados para las bombas

Parámetros	Bomba 1	Bomba 2	Bomba 3
Potencia (kW)	0,0211	0,1037	0,1270
Potencia de frenada (kW)	0,0716	0,3510	0,4295
Electricidad (kW)	0,0716	0,3510	0,4295
Tasa de flujo volumétrico (L/min)	4,23	20,7564	27,2156
Cambio de presión (bar)	3	3	2,8
NPSH disponible (m-kgf/kg)	10,61	11,5449	-0,3223
Cabeza (m-kgf/kg)	37,67	34,63	35,68
Eficiencia	0,2956	0,2956	0,2956
Trabajo neto requerido (kW)	0,0716	0,3510	0,4295
Presión de salida (bar)	4	4	3
Temperatura de salida (°C)	27,16	65,41	45,78

Tabla 24
Resultados para el destilador

Parámetros	Equipo – Destilador
Temperatura (°C) Condensador	28,47
Heat duty (cal/s)	-31.625,1
Tasa de destilado (kg/h)	135,65
Tasa de reflujo (kg/h)	271,3
Relación de reflujo	2
Temperatura (°C) Reboiler	50,15
Calor transferido (cal/s)	27.801,4
Tasa de fondo (kg/h)	1.306,5
Tasa de ebullición (kg/h)	276,79
Relación de ebullición	0,212

Tabla 25

Resultados para los intercambiadores de calor

Parámetros	Intercambiador 1	Intercambiador 2
Temperatura de salida (°C)	60	60
Presión de salida (bar)	4	3
Fracción de vapor	0	0
Heat duty (cal/s)	-742,826	2.690,75
Net duty (cal/s)	-742,826	2.690,75
Primer líquido/líquido total	1	1
Caída de presión (bar)	0	0

Tabla 26

Resultados para el purificador

Parámetros	Equipo – Destilador
Temperatura (°C) Condensador	150
Heat duty (cal/s)	-161.634
Tasa de destilado (kg/h)	1.119,2
Tasa de reflujo (kg/h)	2.238,39
Relación de reflujo	2
Temperatura (°C) Reboiler	622,88
Calor transferido (cal/s)	189.786
Tasa de fondo (kg/h)	50
Tasa de ebullición (kg/h)	19.671
Relación de ebullición	393,42

Tabla 27

Resultados para el reactor

Parámetros	Equipo - Reactor
Temperatura de salida (°C)	60
Presión de salida (bar)	4
Fracción de vapor	0
Heat duty (cal/s)	-5.091,99
Net duty (cal/s)	-5.091,99
Primer líquido/líquido total	1

Tabla 28
Resultados para el separador

Parámetros	Equipo - Separador
Temperatura de la etapa superior (°C)	58,6845
Primer flujo de líquido de la etapa superior (kmol/h)	1,0146
Segundo flujo de líquido de la etapa superior (kmol/h)	6,9297
Temperatura de la etapa inferior (°C)	64,96
Primer flujo de líquido de la etapa inferior (kmol/h)	4,3254
Segundo flujo de líquido de la etapa inferior (kmol/h)	20,3544

Anexo B. Resultados de equipos para el proceso optimizado
Tabla 29
Resultados para las bombas

Parámetros	Bomba 1	Bomba 2
Potencia (kW)	0,0211	0,0959
Potencia de frenada (kW)	0,0716	0,32454
Electricidad (kW)	0,0716	0,32454
Tasa de flujo volumétrico (L/min)	4,23	19,1905
Cambio de presión (bar)	3	3
NPSH disponible (m-kgf/kg)	10,61	11,1822
Cabeza (m-kgf/kg)	37,67	33,5467
Eficiencia	0,2956	0,2956
Trabajo neto requerido (kW)	0,0716	0,3245
Presión de salida (bar)	4	4
Temperatura de salida (°C)	27,16	25,49

Tabla 30
Resultados para el decantador

Parámetros	Equipo - DEC
Temperatura de salida (°C)	25
Presión de salida (bar)	1
Heat duty (cal/s)	-24.086,1
Net duty (cal/s)	-24.086,1
Presión de Caída (bar)	0,1
Primer líquido/líquido total	0,00167

Tabla 31

Resultados para el flash

Parámetros	Equipo FLASH
Temperatura de salida (°C)	286,70
Presión de salida (bar)	1,1
Fracción de vapor (mol)	0,77
Fracción de vapor (masa)	0.5260
Heat duty (cal/s)	66.730,2
Net duty (cal/s)	66.730,2
Presión de Caída (bar)	2,9
Primer líquido/líquido total	1

Tabla 32

Resultados para los intercambiadores de calor

Parámetros	Intercambiador 1	Intercambiador 2
Temperatura de salida (°C)	60	60
Presión de salida (bar)	4	1
Fracción de vapor	0	0
Heat duty (cal/s)	4.338,72	2.699,27
Net duty (cal/s)	4.338,72	2.699,27
Primer líquido/líquido total	1	1
Caída de presión (bar)	0	0

Tabla 33

Resultados para el reactor

Parámetros	Equipo - Reactor	Equipo - Reactor2
Temperatura de salida (°C)	60	60
Presión de salida (bar)	4	4
Fracción de vapor	0	0
Heat duty (cal/s)	-6.681,76	-44.849,9
Net duty (cal/s)	-6.681,76	-44.849,9
Primer líquido/líquido total	0,4833	1

Tabla 34

Resultados para el separador

Parámetros	Equipo - Separador
Heat Duty (cal/s)	-1.053,822