

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE NUEVO LEÓN
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS



**INCORPORACIÓN DE DISOLVENTES EUTÉCTICOS PROFUNDOS COMO
NUEVOS CATALIZADORES EN LA PRODUCCIÓN DE BIOTURBOSINA DE
CADENAS C₈–C₁₆ A PARTIR DE LODOS RESIDUALES**

Por:

I.P.Q ANDRIY CEBALLOS RAMÓN

COMO REQUISITO PARA OBTENER EL GRADO EN:

**MAESTRO EN CIENCIAS CON ORIENTACIÓN EN PROCESOS
SUSTENTABLES**

ASESOR

DR. JOSÉ JULIÁN CANO GÓMEZ

CO-ASESORES

DR. GERARDO ANTONIO FLORES ESCAMILLA
DR. PATRICIO NEUMANN LANGDON

Marzo, 2026, Monterrey, Nuevo León, México.

INCORPORACIÓN DE DISOLVENTES EUTÉCTICOS PROFUNDOS COMO
NUEVOS CATALIZADORES EN LA PRODUCCIÓN DE BIOTURBOSINA DE
CADENAS C₈–C₁₆ A PARTIR DE LODOS RESIDUALES

Revisión de tesis:

DR. ÁNGEL MARTÍNEZ HERNÁNDEZ
Comité tutorial

DR. PASIANO RIVAS GARCÍA
Comité tutorial

DR. CARLOS ESCAMILLA ALVARADO
Comité tutorial

DR. JAVIER RIVERA DE LA ROSA
Subdirector de Posgrado

INCORPORACIÓN DE DISOLVENTES EUTÉCTICOS PROFUNDOS COMO
NUEVOS CATALIZADORES EN LA PRODUCCIÓN DE BIOTURBOSINA DE
CADENAS C₈–C₁₆ A PARTIR DE LODOS RESIDUALES

Asesores de tesis:

DR. JOSÉ JULIÁN CANO GÓMEZ
Asesor

DR. GERARDO ANTONIO FLORES
ESCAMILLA
Co-asesor

DR. PATRICIO NEUMANN LANGDON
Co-asesor externo

AGRADECIMIENTOS

A mi esposa, Heidy Ramos, el amor de mi vida, a quien conocí hace 6 años, a la fecha escrita, y quien ha sido mi motor de inspiración y fortaleza en diversos momentos, quien me enseñó a superar limitaciones y a demostrarme que la ciencia es casi tan maravillosa como lo es ella, y solo lo es totalmente cuando las batas cuelgan en el mismo perchero. Gracias, mi amor. Y a quien en amor recibiremos, a quien será por siempre nuestra vida, nuestra pequeña y amada niña, nuestra Nagisa.

A mis padres, Celia y Douglas, por guiarme por un camino repleto de enseñanzas y superaciones, y por inculcarme a seguir mis sueños. A mi hermano Alex por siempre tener ocurrencias y ayudarme a mejorar. A mis abuelos Tito y Doris, quienes siempre han estado presentes, y mi mami Vicky, mi bisabue', quien siempre tuvo una enseñanza al día. A Aiden, un loco lobo.

A mis suegros, Zory y Fernando, que desde hace tiempo también se han convertido en padres para mí, por su apoyo incondicional y sus buenos consejos, que nos permiten enfrentarnos a la realidad.

Al Dr. Julián Cano, asesor de tesis, por dedicar siempre su tiempo a este trabajo, por su don en la ciencia, por la guía a lo largo de estos dos años y por la confianza otorgada en este y en otros trabajos, así como por todas las oportunidades, los consejos y las risas vividas.

Al Dr. Gerardo Flores, por su guía, acompañamiento y enseñanza en esta investigación, en calidad de coasesor. Al Dr. Pasiano Rivas, Ángel Martínez, Patricio

Neuman y Carlos Escamilla, por su guía en cada semestre a través de las clases, reuniones y comités que se han realizado.

Al grupo de realitos que han estado ahí en cada momento para causar risas y buenos momentos desde la licenciatura. Y los sobremesinos, quienes hacían cada “hora” de sobremesa aún mejor, aunque no supieras quién era el impostor.

A Charlie, por su apoyo en auxiliaría y en técnico con diversos equipos. A los chicos de servicio y a esa primera generación que siempre será El Servicio Social (MODI).

Al Dr. Magín Lapuerta, por sus enseñanzas antes, durante y, seguramente, después de la estancia, por otorgarme la oportunidad de trabajar en el grupo del laboratorio de combustibles y motores de la UCLM y por presentarnos al Dr. Laureano Canoira, quien ha sido otra fuente de enseñanzas y guía en distintos temas científicos.

A los profesores de la DAMJM, la Dra. Lupita, Montse, al Dr. Moisés y Luis Miguel, por impulsar siempre nuestros sueños de explorar el mundo de la ciencia y el mundo real.

A la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ciencias Químicas, por brindar las facilidades e instalaciones para realizar los experimentos de este trabajo.

A la Dirección de Intercambio Académico de la UANL, por las facilidades otorgadas para realizar una estancia de 4 meses en España.

A SECIHTI por la beca otorgada.

RESUMEN

Andriy Ceballos Ramón
Universidad Autónoma de Nuevo León
Facultad de Ciencias Químicas

Título del estudio: incorporación de disolventes eutécticos profundos como nuevos catalizadores en la producción de bioturbosina de cadenas C₈–C₁₆ a partir de lodos residuales

Número de páginas: 103

Candidato al grado de Maestro en Ciencias con Orientación en Procesos Sustentables.

En el sector aéreo, se prevé un incremento del 3% en las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) hacia 2037. Organizaciones como la Asociación Internacional de Transporte Aéreo (IATA) y la Agencia de Seguridad Aérea de la Unión Europea (EASA) han promovido el uso de combustibles de aviación sostenibles (CAS) con la finalidad de mezclar progresivamente los CAS con combustible de aviación fósil, del 2% en 2025 hasta alcanzar el 70% en 2050. Los CAS se producen a partir de biomasa lignocelulosa, aceites residuales, grasas animales y lodos de depuradora. Además, la implementación de lodos de aguas residuales con material lipídico se ha investigado recientemente para revalorizar estos residuos en la producción de CAS. Sin embargo, las propiedades de un CAS pueden diferir de la turbina fósil, por lo que impiden su uso total en motores de aeronaves comerciales, sin embargo, se ha buscado su sustitución parcial a partir de la adición de CAS a Jet-A1. No obstante, el aprovechamiento de residuos en la producción de biocombustibles no garantiza, por sí solo, una disminución

automática del impacto ambiental del proceso. Para cuantificar esta contribución, es fundamental emplear herramientas de diagnóstico, como el análisis de ciclo de vida (ACV). Esta metodología permite evaluar el perfil ambiental de un producto, proceso o servicio a lo largo de sus distintas etapas. Por ello, el objetivo de este trabajo fue producir CAS a partir de biodiésel como materia prima obtenida mediante la extracción de grasas presentes en lodos de agua residual mediante hidroprocesamiento, empleando disolventes eutécticos profundos (DES) como catalizadores. El CAS producido se caracteriza y se mezcla con Jet A-1, lo que permite elucidar el efecto de la incorporación de Jet A-1 en las propiedades fisicoquímicas de la mezcla. La evaluación de impacto ambiental del proceso de producción de CAS, a escala de laboratorio e industrial, se realizó mediante el ACV. Se evaluaron dos DES como catalizadores para la producción de CAS (ChCl:PTSA y BTEAC:PTSA), en distintas atmósferas de reacción (100% H₂ y 35% H₂/65% N₂). Asimismo, se varió la relación carga de biodiésel-catalizador (20:1, 20:0.5 y 20:0.1) y se emplearon diferentes temperaturas de reacción (250, 300 y 350 °C). El DES de ChCl:PTSA mostró un mayor rendimiento de CAS en atmósferas de 100% H₂, 350 °C. Mientras que BTEAC:PTSA mostró mejores rendimientos a 300 °C, lo que demuestra la viabilidad del proceso incluso cuando se utiliza atmósfera de mezcla (H₂+N₂), en términos de producción de CAS. Por otro lado, las mezclas realizadas de CAS+Jet-A1 permitieron observar que cumplen con los límites establecidos por la norma ASTM D1655, entre ellos, los valores requeridos de viscosidad, densidad, poder calorífico y punto de congelamiento. De igual manera, el ACV realizado demostró que el escenario de simulación presenta un menor consumo energético y un menor impacto ambiental en comparación con el de laboratorio. No obstante,

en cuanto al indicador de cambio climático, ambos escenarios superan los criterios de sostenibilidad establecidos por RED II y CORSIA (0.094 y 0.089 kg CO₂ eq/MJ, respectivamente). Los escenarios de laboratorio e industriales en Aspen Plus, respectivamente, hacen inviable la producción de CAS en México como combustible sostenible en términos ambientales.

LISTA DE ABREVIATURAS

ACV: Análisis de ciclo de vida
AEH: Aceptor de enlaces hidrógeno
AGL: Ácidos grasos libres
APR: Reformado en fase acuosa
ATJ: Alcohol a turbosina
BTEAC: Cloruro de benciltrietilamonio
CAS: Combustible de aviación sostenible
ChCl: Cloruro de colina
DCO: Descarbonilación
DCO₂: Descarboxilación
DEH: Donador de enlaces hidrógeno
DES: Disolvente eutéctico profundo
EASA: Agencia de Seguridad Aérea de la Unión Europea
FT: Fischer-Tropsch
GEI: Gases de efecto invernadero
GWP: Potencial del calentamiento global
HDO: Hidrodesoxigenación
HEFA: Hidroprocesado de ésteres y ácidos grasos
HTL: Hidrotermal
IATA: Asociación Internacional de Transporte Aéreo
ICC: Indicador de cambio climático
LAR: Lodos de agua residual
OACI: Organización de Aviación Civil Internacional
PTAR: Planta de tratamiento de aguas residuales
PTSA: Ácido *p*-toluenosulfónico
RED III: Directiva de Energías Renovables

CONTENIDO

RESUMEN	1
LISTA DE ABREVIATURAS	4
CONTENIDO	5
TABLAS	8
FIGURAS	10
1. INTRODUCCIÓN	13
2. ANTECEDENTES	19
3. HIPÓTESIS, OBJETIVOS Y APORTACIÓN CIENTÍFICA	27
3.1. Hipótesis	27
3.2. Objetivos	27
3.2.1. Objetivo general	27
3.2.2. Objetivo específico	27
3.3. Aportación científica	28
4. METODOLOGÍA	29
4.1. Equipo y material de laboratorio	29
4.2. Síntesis y caracterización de catalizadores.	30
4.3. Extracción, pretratamiento y caracterización de AGL.	33
4.3.1. Extracción de ácidos grasos.	33

4.3.2. Pretratamiento de los ácidos grasos libres y su caracterización ..	33
4.4. Producción y caracterización de Combustible de Aviación Sostenible (CAS) a partir de DES.	34
4.4.1. Producción y caracterización de CAS	34
4.4.1. Elaboración y caracterización de mezclas CAS + Jet A1	38
4.5. Evaluación de impacto ambiental mediante Análisis de Ciclo de vida (ACV).....	39
4.5.1. Definición de objetivo y alcance	41
4.5.2. Análisis del inventario ambiental de ciclo de vida a escala laboratorio	41
4.5.3. Análisis del inventario ambiental de ciclo de vida a escala industrial	44
4.5.4. Evaluación de impacto ambiental	47
5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	49
5.1. Síntesis y caracterización de catalizadores	49
5.2. Extracción, tratamiento y caracterización de AGL	53
5.2.1. Extracción de ácidos grasos	53
5.2.1. Pretratamiento de los ácidos grasos libres y su caracterización ..	53
5.3. Producción de CAS a partir de DES mediante HEFA.	54
5.3.1. Conversión de biodiésel a hidrocarburos lineales.....	54
5.3.2. Rendimientos en la producción de CAS	56

5.4. Caracterización del CAS producido con DES mediante HEFA.	58
5.4.1. Distribución de hidrocarburos: Efecto de la carga de biodiésel-catalizador con ChCl:PTSA.	58
5.4.2. Distribución de hidrocarburos: Efecto de la temperatura con ChCl:PTSA.	60
5.4.3. Distribución de hidrocarburos: Efecto de la temperatura con BTEAC:PTSA.	60
5.5. Caracterización del CAS.	62
5.6. Caracterización de mezclas CAS + Jet-A1.	63
5.7. Análisis de ciclo de vida.	64
5.7.1. Inventario de ciclo de vida.	64
5.7.2. Evaluación de impacto ambiental.	66
5.7.3. Comparación del CAS frente a la referencia internacional sobre combustibles fósiles.	68
5.7.4. Efecto del mix energético sobre la producción de CAS.	70
6. CONCLUSIONES.	72
7. BIBLIOGRAFÍA	75

TABLAS

Tabla 1. Resumen de antecedentes: producción de CAS a partir de distintas materias primas.....	21
Tabla 2. Resumen de antecedentes: mezclas de Jet-A1 + CAS producidas con distintas materias primas.....	23
Tabla 3. Resumen de antecedentes: estudios de ACV realizados en la producción de CAS.....	26
Tabla 4. Reactivos utilizados en esta investigación.	30
Tabla 5. Equipo de laboratorio empleado.	30
Tabla 6. Componentes de los DES y relaciones molares.	32
Tabla 7. Estructuras propuestas de los DES sintetizados acorde a su relación molar.	32
Tabla 8. Claves de pruebas experimentales.	35
Tabla 9. Límites de la ASTM D1655 y métodos de caracterización de la ASTM establecidos para las propiedades de un combustible de aviación.	38
Tabla 10. Claves de las mezclas elaboradas.....	¡Error! Marcador no definido.
Tabla 11. Resultados de la desviación absoluta promedio de los DES sintetizados y comparados con la literatura.	50
Tabla 12. Rendimientos de la extracción de AGL.	53
Tabla 13. Fracción peso (w_i) de los grasos esterificados del biodiésel crudo producido en el pretratamiento de la grasa residual. ¡Error! Marcador no definido.	
Tabla 14. Composiciones normalizadas del CAS producido bajo el efecto de las cargas de biodiésel-ChCl:PTSA.	59

Tabla 15. Composiciones normalizadas del CAS producidas bajo el efecto de la temperatura mediante BTEAC:PTSA.	61
Tabla 16. Comparación de las propiedades fisicoquímicas del CAS producido, del CAS de la literatura, de la turbosina fósil (Jet-A1) y de los límites establecidos por la ASTM D1655.....	62
Tabla 17. Inventario de análisis de ciclo de vida para la valorización energética de 1 kg de lodo con alto contenido de grasa, generado en el tratamiento de aguas residuales del sector restaurantero, para la producción de CAS.¡Error! Marcador no definido.	

FIGURAS

Figura 1. Esquema metodológico y sus objetivos.....	29
Figura 2. Esquema del perfil de destilación empleado para obtener CAS; siendo (--) límites de la curva de destilación de un CAS.	36
Figura 3. Etapas del análisis de ciclo de vida (ACV).	40
Figura 4. Diagrama de fronteras del ACV del proceso de producción de combustible de aviación sostenible a partir del lodo residual.	¡Error! Marcador no definido.
Figura 5. Diagrama de flujo del proceso de producción de CAS a partir de lodos de agua residuales a escala industrial; ---, pretratamiento (filtrado, homogenización, baño ácido); ---, síntesis DES; ---, esterificación/transesterificación; ---, HEFA; ---, destilación.	46
Figura 6. Índices de refracción obtenidos a partir de la caracterización de los DES.	50
Figura 7. Comportamiento de la viscosidad del DES (ChCl:PTSA) en función de la temperatura.	51
Figura 8. Espectro FTIR de ChCl:PTSA (1:2).....	52
Figura 9. Espectro FTIR de BTEAC:PTSA (1:1).....	52
Figura 10. Conversión de biodiésel a CAS bajo el efecto de las cargas biodiésel-catalizador en atmósferas reactivas de H ₂ /N ₂ y de H ₂ utilizando ChCl:PTSA. Conversión cualitativa de referencia (a) y cuantitativa (b). ¡Error! Marcador no definido.	

Figura 11. Conversión de biodiésel a CAS bajo el efecto de la temperatura en atmósferas reactivas de H_2/N_2 y de H_2 utilizando $ChCl:PTSA$.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 12. Conversión de biodiésel a CAS bajo el efecto de la temperatura en atmósferas reactivas de H_2/N_2 y de H_2 utilizando $BTEAC:PTSA$.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 13. Rendimientos de la producción de CAS bajo el efecto de las cargas de biodiésel-catalizador en atmósferas reactivas de H_2/N_2 y de H_2 utilizando $ChCl:PTSA$.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 14. Rendimientos de la producción de CAS bajo el efecto de la temperatura en atmósferas reactivas de H_2/N_2 y de H_2 utilizando $ChCl:PTSA$.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 15. Rendimientos de la producción de CAS bajo el efecto de la temperatura en atmósferas reactivas de H_2/N_2 y de H_2 utilizando $BTEAC:PTSA$.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 16. Distribución de cadenas de hidrocarburos bajo el efecto de la carga de biodiésel-catalizador en atmósferas reactivas de H_2/N_2 y de H_2 , utilizando $ChCl:PTSA$.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 17. Distribución de cadenas de hidrocarburos bajo el efecto de la temperatura en atmósferas reactivas de H_2/N_2 y de H_2 utilizando $ChCl:PTSA$.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 18. Distribución de cadenas de hidrocarburos bajo el efecto de la temperatura en atmósferas reactivas de H_2/N_2 y de H_2 utilizando $BTEAC:PTSA$.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 19. Valores de viscosidad y densidad de las mezclas de CAS + Jet-A1, y los límites establecidos por la ASTM D1655.....	¡Error! Marcador no definido.
Figura 20. Diagrama de Sankey de la demanda energética de la producción de CAS en el escenario a escala de laboratorio.....	65
Figura 21. Diagrama de Sankey de la demanda energética de la producción de CAS en el escenario de simulación a escala industrial.	65
Figura 22. Evaluación de impacto ambiental del proceso de producción de CAS evaluado es escenario de escala laboratorio y simulación por Aspen Plus en indicador de cambio climático (ICC).....	67
Figura 23. Comparación entre el impacto ambiental de los dos escenarios estudiados, las regulaciones RED II y CORSIA respecto a los combustibles fósiles. -, referencia RED II; -, referencia CORSIA.....	69
Figura 24. Contribución al indicador de cambio climático del proceso de producción de CAS mediante la mezcla energética de distintos países.¡Error! Marcador no definido.	

1. INTRODUCCIÓN

La Organización de Aviación Civil Internacional (OACI), reportó que en 2024 el tráfico mundial de pasajeros fue de 9,400 millones, representando un incremento del 2.7% por encima de lo reportado en 2019 [1]. Además, estudios prevén un incremento de hasta el 3% en las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) para el año 2037 en el sector aéreo [2]. Es por ello que, la Asociación Internacional de Transporte Aéreo (IATA, por sus siglas en inglés), mostró interés en la incorporación de combustibles de aviación sostenibles (CAS) para lograr emisiones netas cero de carbono para el 2050 [3].

En años recientes, la Agencia de Seguridad Aérea de la Unión Europea (EASA, por sus siglas en inglés), ha propuesto la implementación de los CAS como estrategia para disminuir las emisiones de carbono provocadas por el sector aeronáutico mediante regulaciones como la ReFuelEU [4]. Los CAS se producen a partir de materia prima renovable y son miscibles con combustibles fósiles [5,6]. La ReFuelEU Aviation explora la posibilidad de mezclar CAS con combustible de aviación fósil convencional de manera progresiva, del 2% en el año 2025 hasta alcanzar el 70% en 2050 [7]. Sin embargo, para lograr estos objetivos, las normativas europeas se han modificado mediante la Directiva de Energías Renovables (RED III), la cual establece criterios de sostenibilidad bajo el uso de materias primas no alimentarias (biomasa lignocelulósica, aceites residuales, grasas animales y lodos de depuradora) [8].

En la actualidad, las materias primas que se utilizan para la producción de CAS pueden clasificarse en tres categorías: *i)* lípidos como aceites de semillas de distintos cultivos, aceite de palma y de cocina, *ii)* lignocelulosa o cultivos energéticos y, *iii)* azúcares [9]. Sin embargo, los CAS producidos mediante distintos métodos tienen costos de tres y seis veces más que el combustible de aviación fósil a causa de la construcción de infraestructura, inversión de capital inicial y el costo sobre la materia prima seleccionada [10,11]. Por ello, existe interés en la valorización de residuos, por ejemplo, en el empleo de grasas residuales presentes en lodos de aguas residuales (LAR) para la producción de CAS. La gestión de los LAR se conforma por: *i)* manejo, *ii)* almacenamiento, *iii)* transporte y *iv)* eliminación/confinamiento, lo que representa entre el 20%–60% de los costos de operación total de las plantas de tratamiento de agua residual (PTAR) [12]. La conversión de estos residuos en energía se presenta como una alternativa para gestionar recursos, mediante distintos métodos de transformación, que permiten rendimientos del 65% en p/p de ácidos grasos libres aptos para la producción de CAS [12,13]. Sin embargo, otros estudios han reportado contenidos del 45% p/p de grasas aptas para producir CAS [14].

En la literatura se han evaluado distintas rutas de procesamiento para la producción de CAS: *i)* Fischer-Tropsch (FT), *ii)* alcohol a turbosina (ATJ) e *iii)* hidroprocesamiento de ésteres y ácidos grasos (HEFA) [15]. Estas vías de producción cuentan con certificación ASTM D7566 para ser mezcladas con jet fósil hasta en proporciones de hasta un 50% con la finalidad de reducir las emisiones de GEI [16].

El proceso FT emplea gas de síntesis y el craqueo catalítico para obtener parafinas de cadena larga [17,18]. Este proceso opera en un rango de temperatura de 120–340 °C y presiones de entre 10–40 bar [19]. No obstante, emplear esta vía representa riesgos de inversión y bajos volúmenes de producción de CAS, con precios de venta elevados de entre 10%–32% en comparación al combustible convencional [17,20].

El proceso ATJ se desarrolla en etapas sucesivas de deshidratación, oligomerización e hidrogenación [17]. Esta vía se alimenta de bio-alcoholes (metanol, etanol, butanol y alcoholes grasos de cadena larga) que se producen a partir de almidón, azúcares y lignocelulosa [21]. No obstante, carece de competitividad económica frente al combustible de origen fósil debido a los altos costos de operación, la deficiencia de rendimiento de las fuentes de materia prima y la necesidad de subprocesos externos para la obtención de alcoholes [22].

El proceso HEFA es la vía predominante para producir CAS, ya que actualmente la mayor parte de este producto se obtiene mediante el hidrotratamiento de grasas, aceites y lubricantes, incluidos los aceites de cocina residuales [10,23]. La ruta HEFA, permite la síntesis de parafinas e isómeros mediante reacciones de hidrodesoxigenación (HDO), descarbonilación (DCO) y descarboxilación (DCO_2) de los triglicéridos y ácidos grasos, que, en presencia de catalizadores, eliminan el contenido de oxígeno presente en los ácidos grasos libres (AGL) y saturan los enlaces dobles para producir cadenas de hidrocarburos para producir un CAS que puede mezclarse con la turbosina convencional [24,25]. Por ello, un CAS debe tener

una distribución de cadenas de carbono C_8 – C_{16} , y estar compuesto principalmente de n-parafinas, isoparafinas, alcanos cíclicos y aromáticos [26].

El HDO es una reacción que sucede en temperaturas de entre 280 a 340 °C y presiones de 5 a 10 MPa en mayor presencia de H_2 , mediante catalizadores sulfurados bimetalicos de CoMoS o NiMoS soportados en Al_2O_3 formando H_2O como subproducto [27,28]. La reacción de DCO y DCO_2 son reacciones simultaneas que ocurren a temperaturas inferiores de 350 °C y presiones de entre 1 a 5 MPa con atmósferas inertes o de baja presencia de H_2 . La DCO elimina el oxígeno formando CO y H_2O , mientras que la DCO_2 elimina el oxígeno formando CO_2 , estas reacciones son promovidas por catalizadores [28].

En el proceso HEFA, la selección y el diseño de catalizadores son determinantes tanto para la selectividad hacia hidrocarburos de cadena lineal o ramificada como para el control de la desactivación por formación de coque [29]. En la actualidad, en las reacciones de la vía HEFA se suelen implementar metales de transición como el paladio (Pd), rutenio (Ru), cobalto (Co), níquel (Ni) o platino (Pt), soportados en Al_2O_3 , carbones o zeolitas tipo USY, SBA o SAPO-11, para la producción de CAS debido a que cuentan con sitios ácidos medios y fuertes de Brønsted, debido a que favorecen la producción de cadenas de carbono del rango de un CAS (C_8 – C_{16}) [30–32]. Recientemente se ha explorado el uso de los disolventes eutécticos profundos (DES) como co-solventes y catalizadores en la producción de combustibles renovables, reportando rendimientos de hasta un 90%. Condición atribuida a la elevada acidez ($PTSA = pK_a = -2.84$) de algunos DES [14]. Asimismo, los estudios han demostrado que la actividad catalítica de los DES se debe a su capacidad de

actuar como ácido de tipo Brønsted y a su naturaleza lipofílica, lo que permite la mezcla de los sistemas DES + AGL [14,33,34]. Los DES son mezclas eutécticas líquidas compuestas por la interacción entre donadores de enlaces de hidrógeno (DEH) y aceptores de enlaces de hidrógeno (AEH). Estas mezclas suelen ser biodegradables, de fácil síntesis, con presión de vapor insignificante y alta estabilidad térmica, pero con elevada viscosidad [35,36]. Esto posiciona a los DES como catalizadores de la producción de CAS y del desarrollo de nuevas tecnologías.

Sin embargo, a pesar de las ventajas que presentan los CAS derivados del proceso HEFA, la norma ASTM D7566 no permite su uso al 100% en las aeronaves actuales, pero sí permite un límite de mezclado del 50% al considerarlo como aditivo en mezclas con Jet-A1 fósil y cumplir con los parámetros específicos de la norma [6]. Para ello, la norma ASTM D1655 establece límites en las propiedades fisicoquímicas que los CAS deben cumplir para considerarlos como aditivos y evitar modificaciones en la aeronave y/o el motor [5,37].

No obstante, la implementación de un residuo y los DES para la producción de un CAS, que cumpla con los parámetros establecidos en la norma ASTM D1655, no asegura un beneficio ambiental neto. Por ello, resulta necesaria la evaluación del impacto ambiental asociado a la producción del CAS. El análisis de ciclo de vida (ACV) es una herramienta estandarizada (ISO 14040 y 14044) que permite evaluar el impacto ambiental de un proceso, servicio o producto [38].

Realizar un ACV completo requiere comprender las etapas y los flujos de un producto. Sin embargo, al analizar el desarrollo de procesos con tecnología emergente, suele faltar información en los datos operativos. Por ello, existe una

transición metodológica de un ACV *ex post* (basado en sistemas establecidos) a un ACV *ex ante* (orientado a un sistema en desarrollo) [39,40].

Una metodología de ACV *ex ante* permite identificar puntos críticos (hotspots) ambientales en procesos emergentes para orientarlos hacia su optimización antes de implementarlos a gran escala. [41]. Esto, mediante la estimación de la demanda energética y de insumos a partir de cálculos de ingeniería del proceso, enfoques estequiométricos, o mediante software de simulación especializado que permita el modelado del proceso a partir de datos experimentales en laboratorio y/o bibliografía [42].

El propósito de esta investigación es desarrollar una metodología para la implementación de DES (ChCl:PTSA y BTEAC:PTSA) en la producción de CAS a partir de lodos de agua residual provenientes de la planta noroeste de tratamiento de aguas residuales ubicada en Nuevo León, México, mediante el proceso HEFA, evaluando sus propiedades fisicoquímicas e interpretar el impacto ambiental del proceso a escala laboratorio e industrial para ofrecer alternativas del proceso a escala industrial.

2. ANTECEDENTES

En la actualidad, diversos autores han propuesto una variedad de materias primas, catalizadores y métodos para la obtención de CAS. Susanto & Efendi [43], realizaron la producción de CAS a partir de aceite de coco mediante HEFA empleando NiMoP/Al₂O₃ como catalizador. Configuraron un reactor discontinuo con 100 g de aceite de coco y 5 g de catalizador a 400 °C, 2 MPa de H₂, y agitación constante de 800 rpm durante 1 h. Obtuvieron rendimientos de CAS del 54.3% en cadenas de C₉–C₁₅, atribuidos a la eficiencia del catalizador y a la adición de fósforo para mejorar su selectividad hacia la hidrodesoxigenación en tiempos de reacción cortos. Por su parte, Silva et al. [44], investigaron la producción de cadenas lineales análogas a las del combustible de aviación fósil a partir de aceite de macauba empleando Pd/C como catalizador. Realizaron el proceso en un reactor discontinuo con una carga de 10 ml de materia prima y 0.5 g de catalizador a 300 °C y 1.9 MPa de H₂, a 700 rpm de agitación continua durante 5 h. Reportaron rendimientos del 65% hacia un CAS catalogado en cadenas lineales de C₅–C₁₀. Asimismo, Araújo et al. [45] produjeron n-alcanos del rango de CAS a partir de aceite de licuri, empleando Pd/C como catalizador. Realizaron el proceso HEFA a 300 °C, presión de 1.4 MPa y agitación constante de 1000 rpm durante 4 h. Obtuvieron resultados de conversión hacia n-alcanos de 39.2% atribuyendo la baja conversión a causa del envenenamiento del catalizador por la composición química de la materia prima.

Zhang et al. [46], analizaron la implementación de NiMo/USY@Al-SBA-15, para producir un CAS a partir de aceite de cocina residual. La producción la realizaron en un reactor de lecho fijo a 380 °C en presencia de H₂, con rendimientos del 39.7%

para cadenas de C₉–C₁₅. Determinaron que la acidez del catalizador genera sitios metálicos activos debido a la fuerte interacción soporte-metal, lo que favorece las reacciones de DCO y DCO₂. Por otro lado, Sousa et al. [47], emplearon aceite de palmiste y oleína de palma en la producción de CAS, implementando zeolita beta altamente ácida (H-Beta). Desarrollaron los experimentos utilizando 10 g de materia prima y 1.5 g de H-Beta a 350 °C, presión inicial de 1 MPa y agitación constante de 800 rpm durante 5 h. Reportaron que el aceite de palma presentó un rendimiento del 72%, mientras que la oleína de palma tuvo un rendimiento del 61% hacia cadenas de hidrocarburos de C₉–C₁₅. Determinaron que la eficiencia del catalizador en reacciones de desoxigenación-craqueo y la presencia de ácidos grasos insaturados en la materia prima promueven la formación de cadenas cortas de hidrocarburos, por ello, la presencia de ácidos grasos saturados del aceite de palma y la oleína de palma (76% y 42%, respectivamente), maximizó el rendimiento del CAS.

De igual manera, Contreras-Vázquez [32] produjo CAS a partir de LAR, empleando SAPO-11 impregnada con Ni (4% y 6%) y Cu (4% y 6%) como catalizadores. Realizaron la producción en un reactor discontinuo a 300 °C, presurizado a 2 MPa, con agitación constante a 450 rpm durante 5 h. Reportó rendimientos de 30% y 31% al emplear Ni/SAPO-11 impregnado al 4% y 6%, respectivamente, atribuyendo la similitud a la semejanza en el área superficial, el volumen de poro y la composición atómica del Ni en ambas cargas. Mientras que, al emplear al emplear SAPO-11 impregnado al 4% y 6% de Cu, obtuvieron rendimientos de 50% y 57%, respectivamente, relacionando este incremento a la distribución del Cu en la

superficie del catalizador, y la presencia de mayor cantidad de sitios activos disponibles en el catalizador. La Tabla 1 presenta un resumen de los antecedentes previamente mencionados sobre la producción de CAS a partir de distintas materias primas.

Tabla 1. Resumen de antecedentes: producción de CAS a partir de distintas materias primas.

Materia prima	Catalizador	Rendimiento (%)	Autor
Aceite de coco	NiMoP/Al ₂ O ₃	54	Susanto & Efendi [43]
Aceite de macauba	Pd/C	65	Silva et al. [44]
Aceite de licuri	Pd/C	39	Araújo et al. [45]
Aceite de cocina residual	NiMo/USY@Al-SBA-15	40	Zhang et al. [46]
Aceite de palma	H-Beta	72	Sousa et al. [47]
LAR	Cu/Sapo-11	57	Contreras-Vázquez [32]

Si bien, los antecedentes muestran la viabilidad de catalizadores heterogéneos en el procesamiento de aceite, el uso de los DES en la producción de CAS ha sido poco investigado. Un estudio previo realizado por Moreno-Caballero [14], mostró que los DES cuentan con naturaleza lipofílica hacia ácidos grasos libres extraídos de los LAR, además de contar con elevada acidez (promovida por los EDH). Esto abre un área de investigación para la producción de CAS mediante la incorporación de los DES que permita un rendimiento promedio, o similar, a los reportados en literatura.

El CAS debe tener bajo punto de congelamiento (-47 °C), fluidez a baja temperatura (viscosidad de 8 mm²/s a -20 °C), densidad energética (775 a 840 kg/m³), y poder calorífico (> 42.8 MJ/kg) estables, aspectos que no se cumplen totalmente debido a

la diferencia en la composición química entre el CAS y la turbosina fósil [48]. Por ello, las regulaciones han limitado el uso de los CAS a mezclas con turbosina convencional en el sector aéreo [6]. Ante esto, diversos autores han investigado mezclas de CAS para cumplir con las propiedades requeridas.

Doung et al. [49] caracterizaron las propiedades fisicoquímicas de un CAS producido a partir de aceite de coco, en mezcla con turbosina convencional, a concentraciones de 5, 10, 20 y 50% en volumen de CAS en Jet-A1. Observaron que, una mezcla de 10% en volumen de CAS en Jet-A1 cumple con la mayoría de las propiedades establecidas por la norma ASTM D1655, con excepción de la viscosidad a -20 °C y el punto de congelamiento. Los autores relacionaron estos resultados con el contenido en un 5% en peso de hidrocarburos de cadena larga (C_{17} y C_{18}) no presentes en la turbosina Jet-A1, ya que la viscosidad del combustible se ve afectada por la longitud de la cadena; además, indicaron que el punto de congelamiento era menor, que el de Jet-A1, debido a la presencia de más n-parafinas (67% en peso) en el CAS producido a partir de aceite de coco. Determinaron que, para mejorar estas propiedades, se requieren procesos adicionales en la obtención del CAS para producir mezclas de Jet-A1 que cumplan con todas las propiedades requeridas.

Why et al. [50], realizaron mezclas de 20%, 40%, 60% y 80% en volumen de CAS producido a partir de aceite de palma con Jet-A1. Midieron la densidad, la viscosidad cinemática y el punto de congelación, entre otras. Reportaron que todas las mezclas cumplieron con la densidad establecida en la norma (775–840 kg/m³), mientras que solo la mezcla con 20% en volumen de CAS (cumplió con el límite mínimo de punto

de congelamiento (-47 °C) y ninguna cumplió con los límites de viscosidad debido a un mayor peso molecular de compuestos químicos no parafínicos del CAS producido a partir de palma.

Llamas et al. [51], realizaron la producción de CAS a partir de aceite de camelina, con el cual realizaron mezclas de 5%, 10% y 20% en volumen de CAS en Jet-A1. Al caracterizar las mezclas, observaron que el CAS de camelina al 5% con Jet-A1 cumplió con la densidad, la estabilidad de oxidación y la viscosidad a -20 °C, pero al añadir porcentajes mayores de CAS a Jet-A1, las propiedades de la mezcla empezaron a incumplir los valores establecidos. Estos resultados, permiten inferir que bajas cantidades de CAS en Jet-A1 permiten atenuar las deficiencias de un combustible renovable, y con su adición minimizar el consumo de combustibles fósiles en la aviación. La Tabla 2 presenta un resumen de los antecedentes mencionados sobre las mezclas Jet-A1 + CAS producidas a partir de distintas materias primas.

Tabla 2. Resumen de antecedentes: mezclas de Jet-A1 + CAS producidas con distintas materias primas.

Materia prima	Mezclas Jet-A1 + CAS (% v/v)	Propiedades caracterizadas	Autor
Aceite de coco	5, 10, 20, 50	Densidad Poder calorífico Viscosidad Punto de congelación	Doung et al. [49]
Aceite de palma	20, 40, 60, 80	Densidad Viscosidad Punto de congelamiento	Why et al. [50]
Aceite de camelina	5, 10, 20	Densidad Viscosidad	Llamas et al. [51]

No obstante, la implementación de un CAS al sector aéreo no depende únicamente del cumplimiento de las propiedades establecidas por la norma, sino también de su impacto al medio ambiente. Es por ello que, distintos autores han empleado el ACV para evaluar el impacto ambiental de la producción de CAS. Por ejemplo, D'Ascenzo et al. [52], evaluaron el impacto ambiental asociado a la producción de CAS a partir de siete materias primas (soja, palma, colza, camelina, *Jatropha Curcas L.*, aceite de cocina usado y sebo), mediante HEFA. Seleccionaron como unidad funcional la producción de 1 MJ de CAS-HEFA. Emplearon Ecoinvent 3.8 como base de datos y ReCiPe 2016 MidPoint (I) para evaluar los impactos mediante indicadores de potencial de calentamiento global, agotamiento de ozono estratosférico, formación de materia fina en partículas, eutrofización de agua dulce y marina, toxicidad terrestre, ecotoxicidad marina, uso del suelo, entre otros. Determinaron que, al incorporar energía sostenible al proceso de producción, la obtención de CAS a partir de residuos de sebo y aceite de palma presenta impactos ambientales de 5.13 g CO_{2 eq}/MJ y 3.12 g CO_{2 eq}/MJ, respectivamente. Además, aclaran que la ventaja más evidente de los CAS radica en la reducción de las emisiones de carbono a lo largo de su ciclo de vida. No obstante, mencionaron que existen problemas relacionados con el suministro de biomasa residual a gran escala, los altos costos de producción y los bajos rendimientos asociados a la composición de la materia prima.

Zhu et al. [53], analizaron el potencial de calentamiento global (GWP) del CAS a partir de la metodología ACV. Definieron las fronteras desde el cultivo hasta el uso y, como unidad funcional, la producción de 1 MJ de CAS. Analizaron tres vías de producción, reformado en fase acuosa (APR), proceso HEFA y licuefacción

hidrotermal (HTL). Emplearon los métodos ReCiPe Midpoint y Ecoinvent v3.7 para evaluar el impacto ambiental de GWP. Observaron que, respecto al combustible fósil, los CAS presentan una ventaja en cuanto al GWP, aportando 29.2, 43.6 y 51.2 5.13 g CO₂ eq/MJ, y pueden contribuir a reducir emisiones en un 65.1, 48 y 38.9 % de g CO₂ eq/MJ respectivamente, en las vías mencionadas. El estudio encontró limitaciones a la factibilidad debidas a la disponibilidad de materia prima y a la economía para lograr un desarrollo sostenible.

Chen et al. [54], analizaron el impacto ambiental asociado a la producción de CAS mediante hidrotermólisis catalítica (CH) a partir de cultivos oleaginosos, subproductos de cultivos y residuos de grasas para determinar la intensidad de carbono (IC). Las fronteras abarcaron desde el cultivo de la materia prima hasta su uso final; además, la unidad funcional fue de 1 MJ de CAS producidos y utilizados. Reportaron que la producción de CAS representa tan solo 15.9 g CO₂ eq/MJ, lo que representa una reducción del 82% de IC en comparación de combustible de aviación fósil. Asimismo, el volumen total de combustible generado a partir de CH es comparable con estimaciones de producción a partir de HEFA, lo que vuelve al proceso competitivo con otros métodos de producción.

Por otro lado, Agusdinata et al. [55], emplearon la metodología ACV para evaluar el indicador de cambio climático (ICC) en la producción de CAS en Estados Unidos. Evaluaron la producción a partir de camelina, algas y biomasa lignocelulósica. Definieron como unidad funcional la producción de 4.7 L de CAS y delimitaron las fronteras desde el cultivo hasta el almacenaje. Utilizaron Ecoinvent v.2.0 como base de datos para los inventarios de ciclo de vida, y la versión de IPCC AR4 (2007) para

factores de emisión. Determinaron que en general las materias primas presentan emisiones de GEI por debajo de la unidad de referencia estándar para los biocombustibles, el cual es de 85g de CO₂, eq/MJ, siendo que el uso de camelina y alga resultó en un mayor impacto ambiental (78 y 82 g CO₂ eq/MJ, respectivamente) debido a la etapa de uso de fertilizantes, mientras que los residuos de maíz presentaron un menor impacto ambiental (28 g CO₂ eq/MJ). Sin embargo, concluyeron que la producción de CAS en Estados Unidos no es suficiente para alcanzar los objetivos de reducción de las emisiones de GEI para 2050. La Tabla 3 presenta los antecedentes mencionados previamente sobre estudios de ACV relacionados a la producción de CAS y los métodos de evaluación empleados.

Tabla 3. Resumen de antecedentes: estudios de ACV realizados en la producción de CAS.

Unidad funcional	Límites de estudio	Método de evaluación	Autor
1 MJ de CAS	Cultivo – Producción	ReCiPe MidPoint 2016 (I)	D’Ascenzo et al. [52]
1 MJ de CAS	Cultivo – Motor	ReCiPe Midpoint 2016	Zhu et al. [53]
1 MJ de CAS	Cultivo – Uso	No especificado	Chen et al. [54]
4.7 L de CAS	Cultivo – Almacenamiento	IPCC AR4 2007	Agusdinata et al. [55]

3. HIPÓTESIS, OBJETIVOS Y APORTACIÓN CIENTÍFICA

3.1. Hipótesis

La implementación de Disolventes Eutécticos Profundos (DES) como catalizadores favorecerá la producción de Combustible de Aviación Sostenible (CAS) mediante HEFA a partir de lodos de agua residual, contribuyendo con un menor impacto ambiental en comparación con el método convencional de origen fósil.

3.2. Objetivos

3.2.1. Objetivo general

Producir CAS a partir de lodos de agua residual empleando DES (ChCl:PTSA, BTEAC:PTSA) como medio catalítico, y el impacto ambiental de su producción mediante metodología ACV.

3.2.2. Objetivo específico

1. Sintetizar y caracterizar los DES de ChCl:PTSA y de BTEAC:PTSA.
2. Extraer los AGL presentes en los lodos de agua residual.
3. Desarrollar una metodología para la producción de bioturbosina a partir de AGL implementando los DES.
4. Evaluar el impacto ambiental de la producción de bioturbosina mediante la metodología ACV.

3.3. Aportación científica

Proporcionar información sobre el estudio de la factibilidad de los DES ChCl:PTSA y BTEAC:PTSA como medios catalíticos en el proceso HEFA para la producción de CAS a partir de LAR.

4. METODOLOGÍA

La presente investigación se realizó en 4 etapas, que corresponden a *i)* la síntesis y caracterización de los DES propuestos como catalizadores, *ii)* la extracción de los ácidos grasos libres (AGL) presentes en lodos de agua residual (LAR) para la obtención de biodiésel crudo que será empleado como materia prima, *iii)* producción de combustible de aviación sostenible (CAS) mediante proceso HEFA y su caracterización y *iv)* evaluación del impacto ambiental mediante análisis de ciclo de vida (ACV) de la producción de CAS incorporando los DES como catalizadores. La Figura 1 sintetiza las etapas del proyecto en relación con los objetivos específicos que las integran.

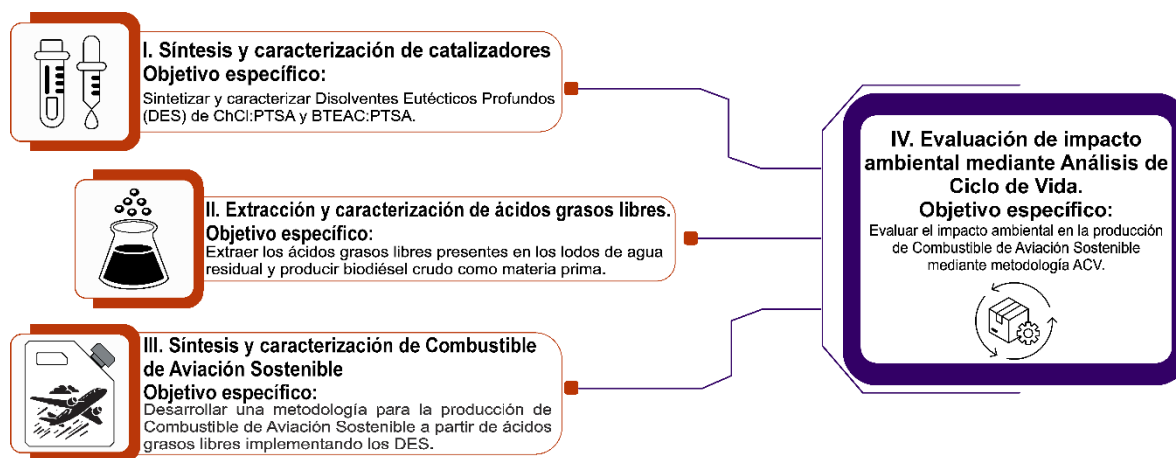


Figura 1. Esquema metodológico y sus objetivos.

4.1. Equipo y material de laboratorio

En esta investigación se utilizaron lodos de agua residual para la producción de Combustible de Aviación Sostenible (CAS), obtenidos de la Planta de Agua y Drenaje del noroeste de Monterrey, Nuevo León, México. Los reactivos utilizados

se muestran en la Tabla 4. Mientras que los equipos utilizados, y su localización se muestran en la Tabla 5.

Tabla 4. Reactivos utilizados en esta investigación.

Reactivo	Pureza (fracción masa)	Proveedor	No.-CAS
Metanol	0.99	Merck	67-56-1
Cloruro de colina	0.98	Merck	67-48-1
Cloruro de benciltriethylamonio	0.99	Merck	56-37-1
Ácido <i>p</i> -toluenosulfónico monohidratado	0.98	Merck	6192-52-5
Hidrógeno	0.99	Merck	1333-74
Nitrógeno	0.99	Merck	7727-37-9

Tabla 5. Equipo de laboratorio empleado.

Equipo	Localización
Densímetro de tubo vibrante DMA 5000 AntonPaar	Laboratorio de Físicoquímica – Facultad de Ciencias Químicas – División de Estudios de Posgrado
Viscosímetro Cannon-Fenske	
Reactor discontinuo de alta presión AmAr	
Cromatógrafo de gases Shimadzu con FID	Laboratorio de Reactores – Facultad de Ciencias Químicas – División de Estudios de Posgrado

4.2. Síntesis y caracterización de catalizadores.

Los DES se sintetizan al mezclar una sal de haluro como el cloruro de colina (ChCl) o cloruro de benciltriethylamonio (BTEAC) como compuesto base y aceptor de enlaces hidrógeno (AEH), y un donador de enlaces hidrógeno (DEH) como el ácido *p*-toluenosulfónico (PTSA). La síntesis de los DES se realizó acorde al procedimiento propuesto por Moreno-Caballero [14]. Los componentes de los DES se muestran en la Tabla 6. Los compuestos (ChCl, BTEAC y PTSA) se secaron en horno a 105 °C durante 12 h. Posteriormente, para formar los DES se colocaron los compuestos en un matraz y se mezclaron a 80 °C y agitación constante de 300 rpm

durante 1 h, para formar las especies de ChCl:PTSA en relación 1:2 molar y BTEAC:PTSA en relación 1:1 molar. Se controló la presencia de humedad en el matraz colocando un tamiz molecular en un embudo situado en la parte superior del matraz. Asimismo, la Tabla 7 muestra la estructura propuesta para cada DES y la relación molar empleada en su síntesis.

Posteriormente, se mantuvo la mezcla eutéctica bajo observación para detectar cambios físicos en el DES. Se caracterizaron los DES sintetizados mediante índices de refracción e infrarrojos para compararlos con los resultados publicados en la literatura y validar su síntesis. Asimismo, se midió la viscosidad de la mezcla ChCl:PTSA de 15–65 °C (intervalos de 5 °C) para observar su comportamiento a medida que aumentaba la temperatura. BTEAC:PTSA no se midió debido a limitaciones en los sistemas de medición.

Se evaluó la desviación absoluta promedio (AAPD) de los valores del índice de refracción obtenidos con valores reportados en la literatura. La AAPD se calculó como:

$$AAPD = \frac{100}{N} \left(\sum_{i=1}^N \frac{|J_i^{exp} - J_i^{lit}|}{J_i^{exp}} \right) \quad (1)$$

Donde J_i^{exp} y J_i^{lit} corresponde a las mediciones experimentales y valores publicados en literatura, respectivamente, y N es la cantidad total de datos.

El índice de refracción se midió con un refractómetro digital Anton Paar Abbemat 350 de 25 a 65 °C para ChCl:PTSA y de 25 a 60 °C para BTEAC:PTSA a presión atmosférica. La espectroscopia infrarroja por transformada de Fourier (FTIR) se

medió con en espectrofotómetro infrarrojo Bruker Alpha II con módulo de ATR con cristal de diamante, la medición se realizó en un rango de 400–4000 cm^{-1} integrando 24 mediciones.

Tabla 6. Componentes de los DES y relaciones molares.

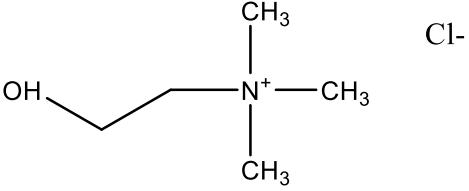
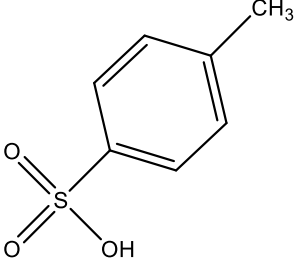
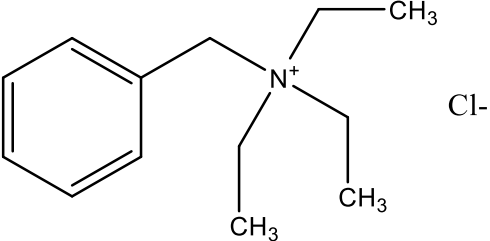
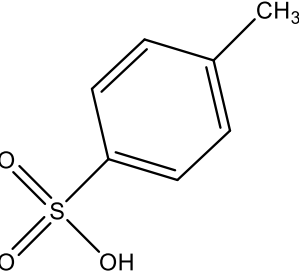
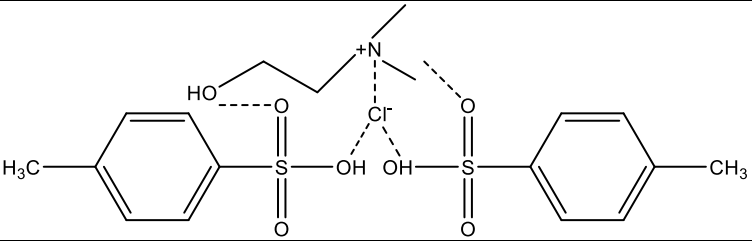
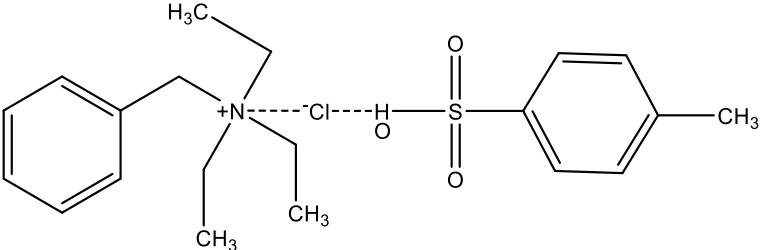
Aceptor de enlaces hidrógeno (AEH)	Donador de enlaces hidrógeno (AEH)	Relación Molar
Cloruro de colina	Ácido <i>p</i> -toluenosulfónico	1:2
		
Cloruro de benciltriethylamonio	Ácido <i>p</i> -toluenosulfónico	1:1
		

Tabla 7. Estructuras propuestas de los DES sintetizados acorde a su relación molar.

Nombre del DES	DES sintetizado	Relación Molar
ChCl:PTSA		1:2
BTEAC:PTSA		1:1

4.3. Extracción, pretratamiento y caracterización de AGL.

La extracción y el pretratamiento de los ácidos grasos presentes en los lodos de agua residual se realizaron de acuerdo con las metodologías desarrolladas por Moreno-Caballero [14] y Vázquez-Contreras [32].

4.3.1. Extracción de ácidos grasos.

El lodo residual proveniente de la planta de tratamiento se calentó a 80 °C y se filtró en un tamiz de malla número 50 para eliminar los sólidos indeseables de mayor tamaño. Posteriormente, el lodo filtrado se sometió a un baño ácido con una solución de H₂SO₄ al 6% (v/v) durante 1 h a 80 °C con agitación constante. Posteriormente, se dejó la mezcla en reposo durante 1 h a 80 °C. Transcurrido este tiempo, se obtienen tres fases: i) AGL y grasas (fase superior), ii) materia orgánica y grasa sin separar (fase intermedia) y iii) sales metálicas (fase inferior) [32]. Cuando estas fases son distinguibles entre sí, se procede a la extracción de los AGL mediante el método de jeringa, que consiste en extraer la fase superior con ayuda de una jeringa para su almacenamiento, este proceso se debe realizar a 80 °C para evitar la solidificación de la grasa.

4.3.2. Pretratamiento de los ácidos grasos libres y su caracterización

Los AGL extraídos del baño ácido se sometieron a un pretratamiento para obtener biodiésel crudo, que posteriormente se utilizó como materia prima para la producción de CAS. El pretratamiento consistió en la reacción de

esterificación/transesterificación según la metodología descrita por Moreno-Caballero [14]. La reacción se realizó en un matraz bola de tres bocas a 60 °C y agitación constante de 350 rpm durante 4 h. Se utilizó una relación molar 10:1 de metanol:grasa, y DES de ChCl:PTSA con una relación molar 1:0.1 grasa:DES. El biodiésel producido se decantó y se lavó para eliminar el metanol, el DES y el glicerol residual. El biodiésel crudo se almacenó para su posterior uso como materia prima en las reacciones HEFA destinadas a la producción de CAS [14].

Para la identificación de los compuestos, el biodiésel crudo se caracterizó mediante cromatografía de gases (GC) con un detector de ionización de flama (FID) y una columna Stabilwax GC column (30 m * 0.32 mm ID * 0.25 µm). Se programó la temperatura del inyector y del detector a 220 °C, temperatura inicial de 40 °C y una rampa de calentamiento de 2 °C/min hasta 220 °C constante por 10 minutos. Se empleó N₂ como gas de arrastre a 26.6 kPa con un Split ratio = 100.

4.4. Producción y caracterización de Combustible de Aviación Sostenible (CAS) a partir de DES.

4.4.1. Producción y caracterización de CAS

La producción de CAS se realizó mediante el proceso HEFA en una autoclave de acero inoxidable de 100 mL, alimentada con biodiésel crudo obtenido del tratamiento de las grasas residuales (Sección 4.3.2). Posteriormente, se añadió el catalizador (ChCl:PTSA o BTEAC:PTSA). La autoclave se presurizó a 1.8 MPa utilizando dos atmósferas de reacción (100% H₂ y 35% H₂/65% N₂) con agitación constante de 450 rpm durante 4 h.

Con el fin de evaluar la influencia de las condiciones de operación sobre el rendimiento, la conversión y la composición del CAS, se planteó una serie de experimentos. Primeramente, se varió la carga de biodiésel-catalizador (20:1, 20:0.5 y 20:0.1 de ChCl:PTSA), buscando el mejor rendimiento de producción de CAS. Posteriormente, se evaluó el efecto de la temperatura (250, 300 y 350 °C) sobre el rendimiento de la reacción a la carga de biodiésel-catalizador con mejores resultados en la producción de CAS.

Este diseño de experimentos se realizó para observar si se producían cambios en el rendimiento y la composición del CAS obtenido con los distintos DES en ambas atmósferas.

La Tabla 8, muestra las claves de los experimentos realizados, divididos por DES y por atmósferas reactivas.

Tabla 8. Claves de pruebas experimentales.

Clave	Relación biodiésel:catalizador (p/p)	Temperatura (°C)
<i>ChCl:PTSA en atmósfera de 100% H₂</i>		
CAS 1	20:1	300
CAS 2	20:0.5	300
CAS 3	20:0.1	300
CAS 4	20:0.1	250
CAS 5	20:0.1	350
<i>ChCl:PTSA en atmósfera de 35% H₂/65% N₂</i>		
CAS 6	20:1	300
CAS 7	20:0.5	300
CAS 8	20:0.1	300
CAS 9	20:0.1	250
CAS 10	20:0.1	350
<i>BTEAC:PTSA en atmósfera de 100% H₂</i>		
CAS 11	20:0.1	250
CAS 12	20:0.1	300
CAS 13	20:0.1	350
<i>BTEAC:PTSA en atmósfera de 35% H₂/65% N₂</i>		
CAS 14	20:0.1	250
CAS 15	20:0.1	300
CAS 16	20:0.1	350

Transcurrido el tiempo de reacción, se dejó enfriar la muestra y se filtró el producto HEFA para eliminar las impurezas sólidas. Posteriormente, los productos formados durante la reacción HEFA se separaron mediante destilación simple en: biogasolina (80–120 °C), CAS (120–295 °C) y biocombustible de cadenas largas (BCL) (>290 °C). Se utilizaron una manta de calentamiento y un matraz de destilación, conectado a un recirculador con agua a 5 °C, para obtener los productos mencionados anteriormente. La Figura 2 muestra el esquema de destilación seguido, de acuerdo con los cortes descritos, con la delimitación (- - -) propia de los CAS.

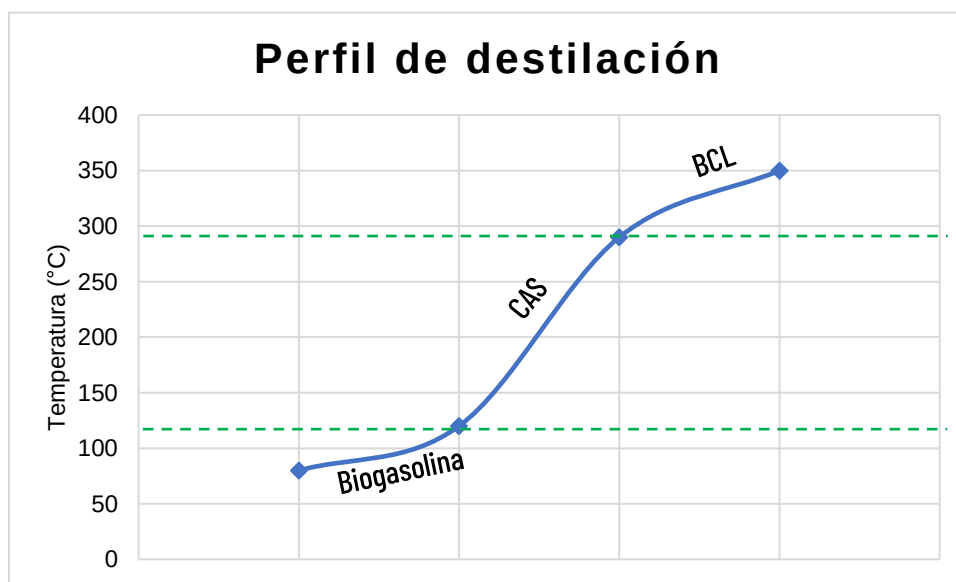


Figura 2. Esquema del perfil de destilación empleado para obtener CAS; siendo (- - -) límites de la curva de destilación de un CAS.

La conversión de biodiésel a CAS se determinó utilizando la ecuación 2.

$$x_i(\%) = \frac{n_{i, inicio} - n_{i, final}}{n_{i, inicio}} \times 100 \quad (2)$$

Donde x_i es la fracción molar del biodiésel convertido, $n_{i, inicio}$ son los moles de biodiésel antes de la reacción HEFA, y $n_{i, final}$ son los moles de biodiésel resultantes de la reacción HEFA para cada uno de los experimentos realizados. Se

consideraron el ácido palmítico y el oleato de metilo como compuestos principales para determinar la conversión, debido a que representan el 93.1% de la composición molar total del biodiésel (Tabla 13), presentando fracciones molares de 0.386 y 0.545, respectivamente. Los moles de biodiésel iniciales y finales se obtuvieron a partir de los resultados de cromatografía de gases, utilizando un detector de ionización de flama. El estándar Supelco 37 “Component FAME mix” se utilizó para construir las curvas de calibración que permitieron cuantificar el número de moles.

El rendimiento de la producción de CAS se obtuvo mediante la ecuación 3.

$$\gamma(\%) = \frac{PCAS(g)}{PCAS100_i(g)} \times 100 \quad (3)$$

Donde $\gamma(\%)$ es el rendimiento en la producción de CAS, $PCAS$ es el peso del CAS obtenido después de la destilación, considerando los rangos de temperatura de la sección 4.4.1, y $PCAS100_i$ es el peso del biodiésel antes de la reacción HEFA.

La identificación de las cadenas de hidrocarburos del CAS producido se determinó mediante GC empleando FID y una columna Agilent J&W GC column (30 m * 0.25 mm ID * 0.25 mm). El inyector y el detector se mantuvieron a 340 °C, con una temperatura inicial programada de 40 °C y una rampa de calentamiento de 5 °C/min hasta 300 °C. Se utilizó N₂ como gas de arrastre a 26.6 kPa. Para identificar los compuestos, se realizó una curva de calibración utilizando el Alkane standard solution C₈-C₂₀ adquirido en Sigma-Aldrich. Para calcular la composición molar de cada compuesto se utilizó la ecuación 4.

$$x_i = \frac{n_i}{n_{total}} \quad (4)$$

Donde x_i es la fracción molar del componente i , n_i , es el número de moles iniciales del componente i , y n_{total} es el número total de moles de hidrocarburos presentes en la mezcla del CAS producido.

Las propiedades fisicoquímicas del CAS se midieron acorde a la ASTM D1655, que establece los límites mínimos y máximos aptos para las distintas propiedades de combustibles destinados al sector aéreo. La Tabla 9 presenta los métodos normados para determinar las propiedades y los límites que debe cumplir un CAS.

Tabla 9. Límites de la ASTM D1655 y métodos de caracterización de la ASTM establecidos para las propiedades de un combustible de aviación.

Propiedad fisicoquímica	Límite ASTM D1655	Método ASTM
Densidad (ρ), kg/m ³ (15 °C)	775–840	D1298 o D4052
Viscosidad (μ), mm ² /s (-20°C)	Max: 8	D445
Poder calorífico, MJ/kg	Min: 42.8	D4529 o D3338
Punto de congelación, °C	Min: -47	D-94
Índice de refracción	N/A	N/A

N/A: La norma no establece un límite para esta propiedad.

4.4.1. Elaboración y caracterización de mezclas CAS + Jet A1

Se prepararon mezclas de CAS y Jet-A1, el cual fue donado por el Aeropuerto Internacional del Norte, Nuevo León, en concentraciones de 0.2 a 0.8, con incrementos de 0.2 en la fracción de peso del Jet-A1.

Se midió la densidad de todas las mezclas a 15 °C. Asimismo, la viscosidad se midió a 15, 25 y 35 °C para predecir la viscosidad de las mezclas a -20 °C y determinar cuáles cumplen con los límites establecidos en la norma (Tabla 9). Para predecir los valores se extrapolaron las viscosidades utilizando el método aprobado por la norma ASTM D341.

La densidad se determinó mediante un densímetro de tubo vibrante Anton Paar modelo DMA 5000. En este modelo, el tubo de vidrio se llena con la muestra a analizar, se evita la formación de burbujas durante la inyección. A través de un osciloscopio se miden los tiempos de oscilación del tubo vibrante, donde estos tiempos de oscilación se relacionan con la densidad del fluido analizado (ASTM D1298) [32].

La viscosidad se evaluó mediante un viscosímetro capilar de vidrio (número 150). El viscosímetro reside dentro de un baño de recirculación (Isotemp 3016D) que permite controlar la temperatura, la cual se mide con un termómetro Pt-100 con una incertidumbre estándar de 0.03 K. La viscosidad se determina multiplicando el tiempo (en segundos) que tarda el fluido en descender entre dos marcas por una constante de calibración, mediante la ecuación 5.

$$\nu/(\text{mm}^2 \cdot \text{s}^{-1}) = K(T) \cdot t \quad (5)$$

Donde $K(T)$ son la constante de calibración del viscosímetro (mm^2/s^2), y t es el tiempo de caída de la muestra.

4.5. Evaluación de impacto ambiental mediante Análisis de Ciclo de vida (ACV).

La evaluación de impacto ambiental se realizó mediante la metodología estandarizada establecida en las normas ISO 14040 y 14044 [38].

En ACV existen dos enfoques: atribucional y consecuencial. Un ACV atribucional evalúa e identifica áreas de oportunidad para reducir los impactos ambientales a lo largo de las distintas etapas del ciclo de vida de un producto. Por otro lado, un ACV

consecuencial considera los efectos ambientales de un cambio marginal en el ciclo de vida del producto [56,57]. En este trabajo se realizó un ACV atribucional.



Figura 3. Etapas del análisis de ciclo de vida (ACV).

El ACV se constituye de 4 etapas que se retroalimentan iterativamente (Figura 3) [56]:

1. **Definición de objetivo y alcance:** Definir el objetivo del estudio, la unidad funcional, el flujo de referencia y los límites del sistema.
2. **Inventario de ciclo de vida:** Compilación de los datos de las entradas y salidas, de las etapas y procesos dentro de los límites del sistema, tomando como referencia la unidad funcional.
3. **Evaluación de impacto ambiental:** Determinación del impacto ambiental del proceso de estudio mediante la clasificación de los flujos de inventario.
4. **Interpretación:** Los resultados del inventario de ciclo de vida y de la evaluación de impacto ambiental se interpretan para proporcionar

conclusiones, limitaciones y recomendaciones que permitan reducir la contribución del proceso evaluado al impacto ambiental.

A continuación, se describe la metodología de las etapas del ACV aplicadas al proceso de producción de CAS a partir de LAR.

4.5.1. Definición de objetivo y alcance

El objetivo de este análisis es evaluar el impacto ambiental del proceso de producción de CAS a partir de los AGL extraídos de los LAR en dos escenarios: *i*) escala laboratorio y *ii*) escala industrial. Para este trabajo, el alcance del análisis de ACV se definió con un enfoque de la cuna a la puerta, delimitando las fronteras del estudio desde la recolección de los LAR hasta la producción de CAS. La Figura 4 muestra el diagrama de fronteras empleado en este trabajo. La unidad funcional (UF) se definió como el procesamiento de 1 kg de lodos de alto contenido de grasa, generados durante el tratamiento de las aguas residuales del sector restaurantero, para producir combustible de aviación sostenible. Se consideró fuera de las fronteras de estudio el impacto ambiental asociado a la construcción, infraestructura, mantenimiento y ensamble de equipos, dado que, se ha reportado, su contribución al impacto ambiental es inferior al 2% [58].

4.5.2. Análisis del inventario ambiental de ciclo de vida a escala laboratorio

El inventario de ACV para el escenario de laboratorio se construyó con base en balances de materia calculados a partir de los resultados de la experimentación. Se consideraron las siguientes etapas en la construcción del inventario:

1. Extracción de ácidos grasos libres

- 1.1. Filtrado.
- 1.2. Homogenización de lodos.
- 1.3. Baño ácido.
- 2. Síntesis de disolventes eutécticos profundos
 - 2.1. Síntesis de ChCl:PTSA / Síntesis de BTEAC:PTSA.
- 3. Producción de biodiésel.
 - 3.1. Reacción de esterificación/transesterificación.
- 4. Hidroprocesamiento
 - 4.1. Reacción de HEFA del biodiésel.
- 5. Separación
 - 5.1. Destilación de productos.

Acorde a la metodología utilizada por Contreras-Vázquez [32], para el cálculo de la demanda energética de las etapas de extracción de ácidos grasos libres, síntesis de disolventes eutécticos profundos, producción de biodiésel, hidroprocesamiento y separación, se realizó acorde con modelos matemáticos donde se consideraron el calor sensible, calor de mantenimiento y energía de mezclado. Se estimó el calor sensible ($Q_{sensible}$) mediante las ecuaciones propuestas por Smith et al. [59] (ecuación 6), mientras que para el calor de mantenimiento (Q_{mmto}), (ecuación 7), fue necesario calcular el coeficiente global de transferencia de calor (U). Este coeficiente integra la resistencia térmica de la pared del reactor y el coeficiente de película del lodo (h), el cual se determinó mediante el número de Nusselt y Rayleigh para operaciones con agitación y sin agitación (ecuaciones 8 y 9), respectivamente [60].

$$Q_{sensible} = \dot{m} C p_{mix} \Delta T_i \quad (6)$$

$$Q_{mtto} = A U \Delta T_o \quad (7)$$

$$Nu = 0.36 Re^{0.67} Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (8)$$

$$Nu = 1 + 1.44 \left[1 - \frac{1708}{Ra_L} \right] + \left[\frac{Ra_L^{1/3}}{18} - 1 \right] \quad (9)$$

Donde $\dot{m}$ es el flujo másico que entra al proceso (kg), $C p_{mix}$ es la capacidad calorífica de la mezcla en el proceso (kJ/kg K), ΔT_i es la diferencia de temperatura entre la temperatura final e inicial (K), A es el área de transferencia de calor (m²), U es el coeficiente global de transferencia de calor (W/m² °C), ΔT_o es la diferencia de temperatura entre la temperatura del sistema y la del ambiente (K), Re es el número de Reynolds, Pr es el número de Prandtl y Ra_L es el número de Rayleigh.

Por otro lado, para estimar el requerimiento energético por el mezclado (E_{mix}) y la separación de los productos (Q_{dest}) se emplearon los modelos propuestos por Piccinno et al. [61] para las etapas que requieran agitación y destilación, respectivamente. Las ecuaciones 10 y 11 presentan los modelos de estimación empleados para el requerimiento energético de las etapas del proceso.

$$E_{mix} = \frac{N_p \rho_{mix} N^3 d^5 t}{n_{stir}} \quad (10)$$

$$Q_{dest} = \frac{\sum_{i=0}^1 \dot{m}_i C p_{i(298.15 K)} (T_{boil} - T_1) + \Delta H_{vap} m_{dest} (1.2 R_{min} + 1)}{n_{heat} - 0.1} \quad (11)$$

Donde N_p , N , d son parámetros asociados a la potencia de la aleta, la velocidad de agitación y el diámetro del impeler, respectivamente. Parámetros establecidos por

Piccinno et al. [61] que se encuentran en función de la capacidad volumétrica del mezclador. ρ_{mix} es la densidad de la mezcla (kg/m^3), t es el tiempo de mezclado (s), n_{stir} es la eficiencia de mezclado que se fijó al 90%. Mientras que, $\dot{m}_i$ y Cp_i son el flujo másico y capacidad calorífica de la especie i que se destila, T_{boil} es la temperatura de ebullición de la especie más volátil (K), T_1 es la temperatura inicial de la corriente (K), ΔH_{vap} es la entalpía de vaporización del compuesto más volátil (kJ/kg), m_{dest} es la masa del compuesto más volátil que se destila (kg/d), R_{min} es el reflujo mínimo de enriquecimiento en la torre de destilación y n_{heat} es la eficiencia de calentamiento fijada en 80%.

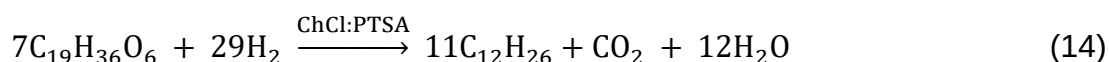
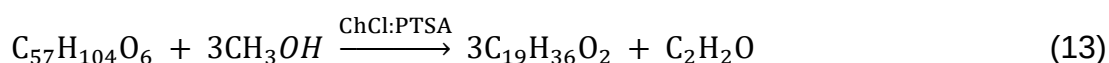
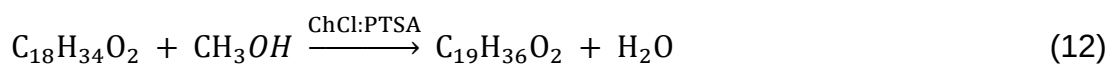
4.5.3. Análisis del inventario ambiental de ciclo de vida a escala industrial

Para el escenario a escala industrial del análisis de ciclo de vida de la producción de CAS, se empleó el software ASPEN PLUS V.14. Para la elaboración de la simulación se siguió el esquema y las consideraciones propuestas por Contreras-Vázquez [32]. La Figura 5 muestra el diagrama de flujo del proceso de producción de CAS a partir de LAR elaborado en ASPEN. Las corrientes de entrada, de salida, de residuos y de servicio se programaron a partir de los resultados experimentales obtenidos con todos los equipos empleados. Se emplearon los modelos termodinámicos de *non-random two liquids* (NRTL) y Peng-Robinson como métodos para la estimación de las propiedades de los componentes puros y mezcla.

Se estableció un rendimiento de extracción de grasas del 55% tras el proceso de baño ácido. Para el modelamiento de la grasa se consideraron el ácido oleico ($\text{C}_{18}\text{H}_{34}\text{O}_2$) y la trioleína ($\text{C}_{57}\text{H}_{104}\text{O}_6$) como especies representativas de los AGL y triglicéridos, respectivamente (ecuaciones 12 y 13) [32]. Se estimó un rendimiento

del 97%, acorde con los resultados experimentales, para la reacción de esterificación/transesterificación asociada al pretratamiento de las grasas. Para el proceso HEFA, se consideró la desoxigenación (DCO) según la ecuación (14) propuesta por Contreras-Vázquez [32]. Se estableció una conversión del 60% del biodiésel a CAS, en relación con los resultados experimentales.

Para modelar el proceso de producción de CAS se emplearon intercambiadores de calor y bloques de separación en las etapas de pretratamiento de grasas y síntesis de DES. Asimismo, en las etapas de esterificación/transesterificación y HEFA, se seleccionó un reactor tipo RStoic en el simulador de ASPEN, el cual fue especificado a partir de los resultados obtenidos experimentales a nivel laboratorio. Posteriormente se incorporó una columna de destilación DSTWU, con un total de 35 etapas teóricas con la etapa de alimentación ubicada en el plato número 20.



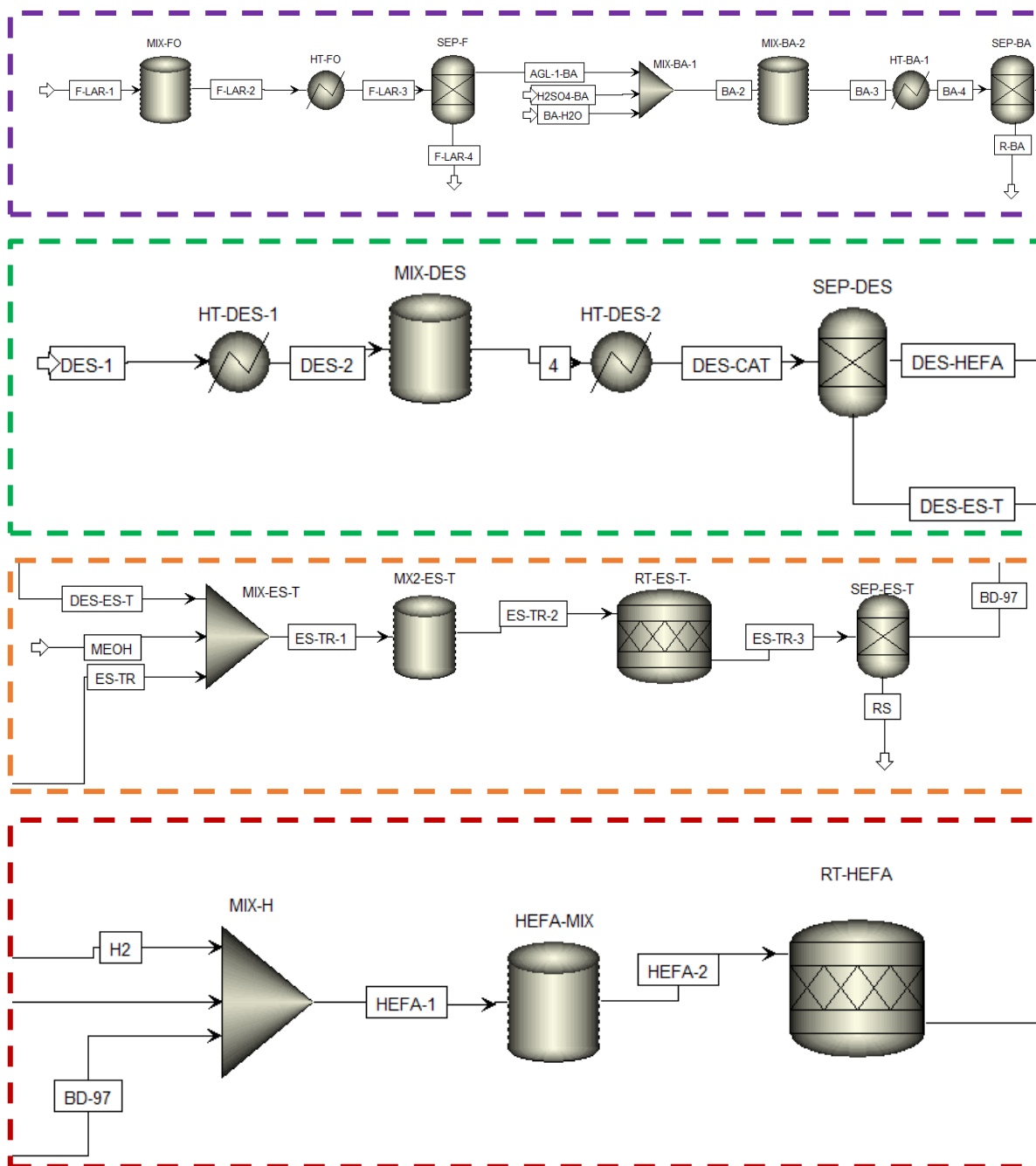


Figura 4. Diagrama de flujo del proceso de producción de CAS a partir de lodos de agua residuales a escala industrial; ---, pretratamiento (filtrado, homogenización, baño ácido); ---, síntesis DES; ---, esterificación/transesterificación; ---, HEFA; ---, destilación.

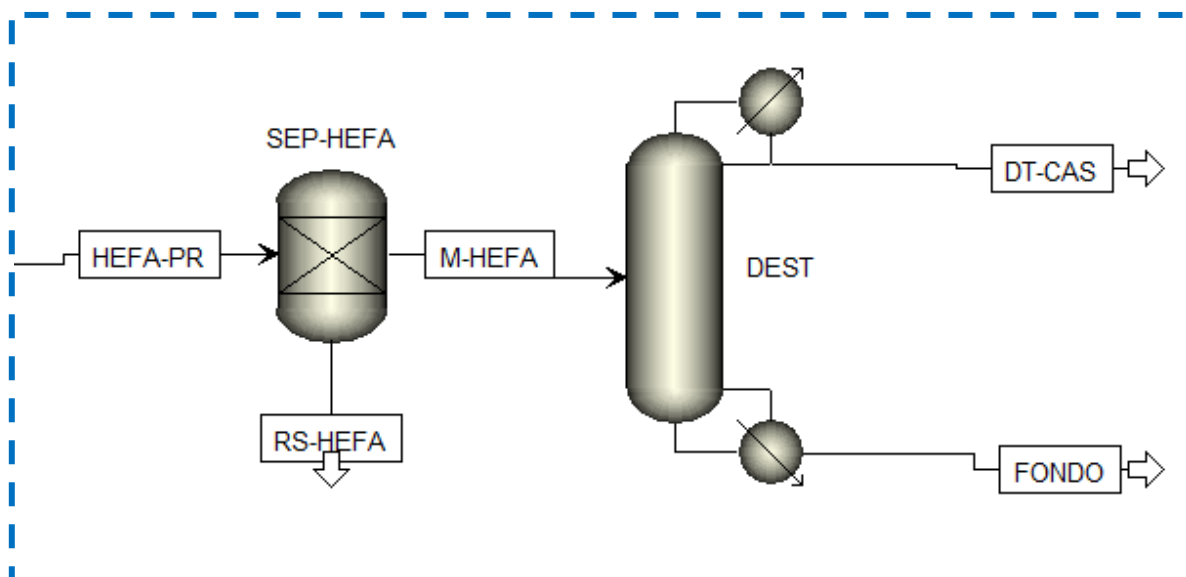


Figura 5. Diagrama de flujo del proceso de producción de CAS a partir de lodos de agua residual a escala industrial; ---, pretratamiento (filtrado, homogenización, baño ácido); ---, síntesis DES; ---, esterificación/transesterificación; ---, HEFA; ---, destilación.

4.5.4. Evaluación de impacto ambiental

El ACV se realizó mediante un enfoque atribucional, utilizando el software SimaPro 8.3, para construir el modelo de evaluación. Enfoque que permite delimitar las cargas ambientales asociadas a cada etapa del proceso mediante un esquema estático. Los resultados de los inventarios de ambos escenarios se analizaron mediante el método ReCiPe (2016) Midpoint. De este método, se seleccionó el indicador de cambio climático para evaluar las emisiones de GEI asociadas al proceso de producción de CAS. Dichas emisiones fueron comparadas con los criterios de sostenibilidad establecidos en el Reglamento Delegado (UE) 2023/1185 de la Directiva (UE) 2018/2001 (RED II) y la Organización de Aviación Civil Internacional en su Esquema de Compensación y Reducción de Carbono para la

Aviación Internacional (CORSIA). Los datos de producción de materiales y de generación de electricidad se obtuvieron de la base de datos Ecolnvent v3.1.

5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para cada etapa descrita en la metodología (Sección 4).

5.1. Síntesis y caracterización de catalizadores

Se prepararon 2 DES etiquetados como ChCl:PTSA y BTEAC:PTSA, de acuerdo con la metodología descrita en la sección 4.2. Ambos DES se obtuvieron a partir de PTSA como donante de hidrógeno y, como aceptores de hidrógeno, el ChCl y el BTEAC, en proporciones molares de (1:2 molar) de ChCl:PTSA y (1:1 molar) de BTEAC:PTSA, respectivamente. Al finalizar la síntesis, todos los DES presentaron una fase homogénea y eran transparentes. El ChCl:PTSA era fluido a temperatura ambiente, mientras que el BTEAC:PTSA era casi sólido. La diferencia en la fluidez de ambos DES se asocia a la estructura molecular formada por el donador de enlaces de hidrógeno y las fuerzas resultantes de la interacción y cantidad de estos enlaces [62]. Se midió el índice de refracción y espectroscopia infrarroja por de ChCl:PTSA y BTEAC:PTSA, y se compararon con datos publicados en literatura para verificar su formación. Los resultados del índice de refracción se muestran en la Figura 6. Donde, de acuerdo con lo mencionado por Contreras-Vázquez et al. [63], el índice de refracción de una muestra tiende a disminuir con el incremento de la temperatura debido al aumento de la energía cinética de las moléculas, lo que reduce la capacidad del medio para desviar la luz incidente. Este comportamiento se puede observar en ambos DES.

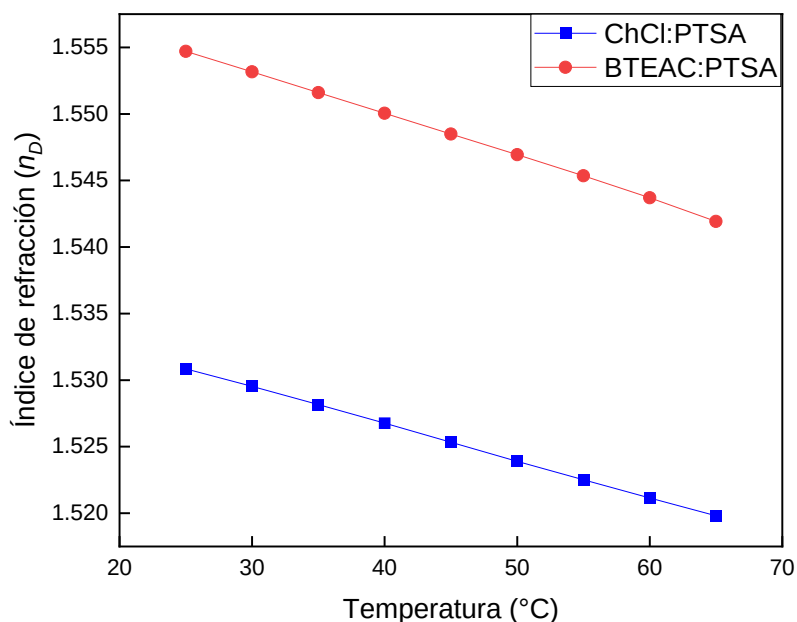


Figura 5. Índices de refracción obtenidos a partir de la caracterización de los DES.

La Tabla 11 muestra la AAPD que se obtuvo al comparar los valores de índice de refracción obtenidos en este trabajo y los reportados en literatura [64,65].

El índice de refracción mostró valores similares a los reportados en la literatura, con AAPD de 0.87% y 0.51% para ChCl:PTSA y BTEAC:PTSA, respectivamente. Las bajas desviaciones permiten confirmar la síntesis exitosa de ambos DES.

Tabla 10. Resultados de la desviación absoluta promedio de los DES sintetizados y comparados con la literatura.

DES	Referencia	Rango de temperatura (K)	AAPD (%)
ChCl:PTSA	Cui et al. [64]	298.15–338.15	0.87
BTEAC:PTSA	Taysun et al. [62]	298.15–333.15	0.51

Por otro lado, las mediciones de la viscosidad de ChCl:PTSA (Figura 7) indican que la viscosidad disminuye drásticamente al aumentar la temperatura a la que se somete el DES.

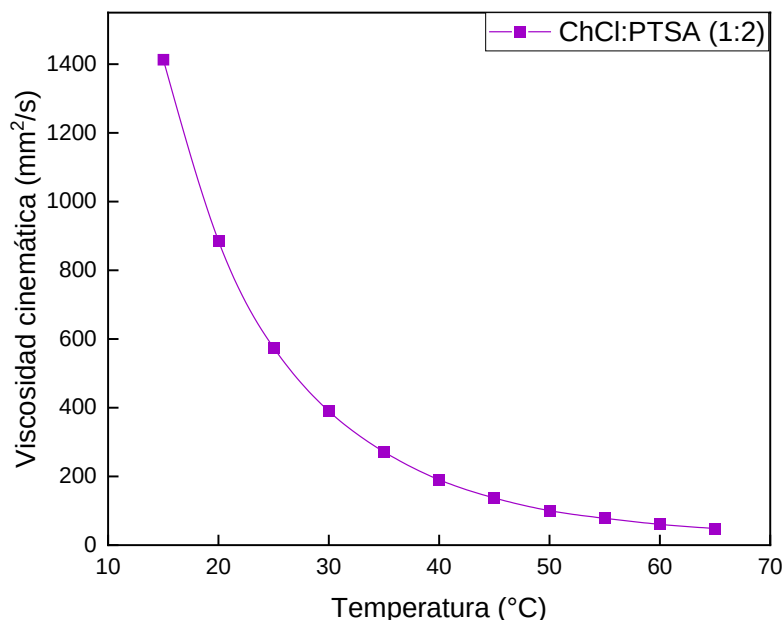


Figura 6. Comportamiento de la viscosidad del DES (ChCl:PTSA) en función de la temperatura.

Los espectros de FTIR de ambos DES se compararon con los reportados en la literatura para verificar su identidad. Las Figuras 8 y 9 muestran los espectros obtenidos. Hasibuan et al. [66], realizaron espectros FTIR de compuestos antes y después de su formación, por lo que al compararlos se puede inferir que, ambos DES muestran la presencia de grupos -OH en una vibración de longitud de onda de 3300 cm^{-1} . En el área de huella dactilar se observan los grupos correspondientes a SO_3H del PTSA, caracterizados por absorciones en los rangos $1365\text{--}1340\text{ cm}^{-1}$ (grupo S=O) y $1200\text{--}1100\text{ cm}^{-1}$ (grupo S-O). También se observa la banda de absorción de iones H_3O^+ en el rango de $1800\text{--}2400\text{ cm}^{-1}$ como se muestra en lo reportado por Hasibuan et al. [66]. El ensanchamiento de esta banda indica que los iones H_3O^+ interactúan con el compuesto donador de enlaces de hidrógeno mediante una red de enlaces de hidrógeno. Además, la leve disminución de la

transmitancia de BTEAC:PTSA se asocia con una menor presencia molar de PTSA en la mezcla y con una mayor presencia del grupo CH_3 , debido a la baja proporción de PTSA en esta estructura.

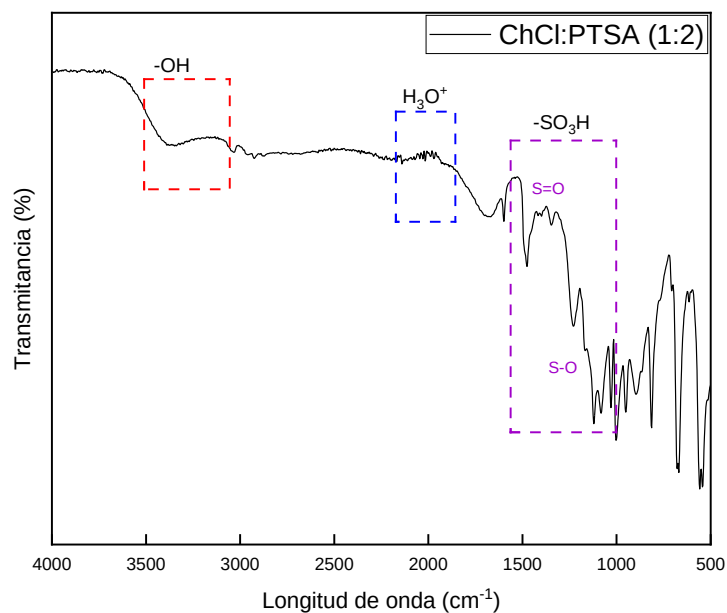


Figura 7. Espectro FTIR de ChCl:PTSA (1:2).

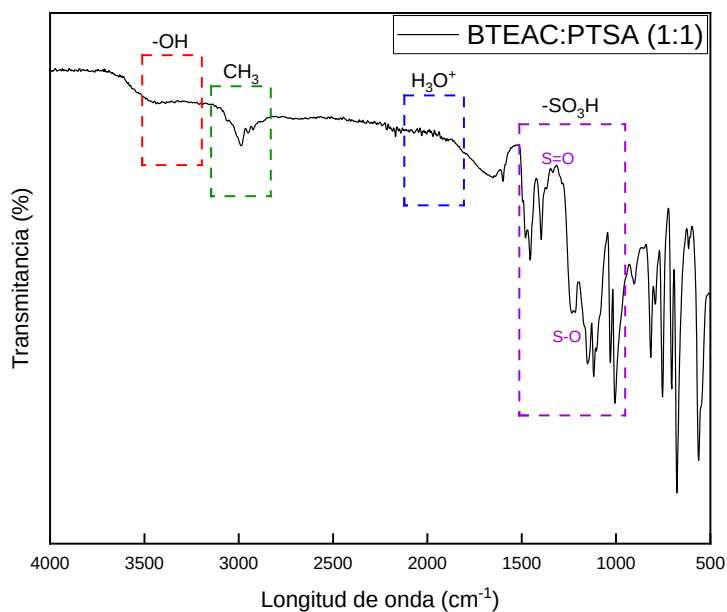


Figura 8. Espectro FTIR de BTEAC:PTSA (1:1)

5.2. Extracción, tratamiento y caracterización de AGL

5.2.1. Extracción de ácidos grasos

Durante el proceso de extracción de los AGL, entre el 45 % y el 50 % de la masa inicial del lodo residual se desecha posterior al proceso de filtrado. Esta variación en la cantidad de masa residual desechada se debe a la presencia de especies sólidas en el lodo (residuos sólidos urbanos y orgánicos, como madera, hojas, entre otros), aun cuando se emplea el mismo lote recolectado.

La Tabla 12 muestra los rendimientos obtenidos en diferentes pruebas de extracción de los AGL. Se determinó que, en promedio, la grasa extraída del lodo filtrado es de $20.3 \text{ g} \pm 2.5 \text{ g}$, con un rendimiento promedio de extracción de grasas del $37.6 \% \pm 3 \%$.

Tabla 11. Rendimientos de la extracción de AGL.

Prueba	LR (g)	LF (g)	Grasa extraída (g)	Rendimiento (%)	Promedio grasa extraída (g)	Promedio Rendimiento (%)
1	125	54	23	41	20.3 ± 2.5	37.6 ± 3
2	115	57	18	35		
3	118	49	20	37		

5.2.1. Pretratamiento de los ácidos grasos libres y su caracterización

La grasa residual extraída en la etapa de baño ácido se utilizó como materia prima para las reacciones de esterificación/transesterificación. Se obtuvo un rendimiento del 97% en la producción de biodiésel, lo cual concuerda con lo reportado anteriormente en el grupo de investigación [14,32]. Con la finalidad de determinar la composición de los ésteres metílicos presentes en el biodiésel, este se caracterizó

mediante GC-FID. La Tabla 13 muestra la composición estimada del biodiésel a partir de los resultados de GC-FID.

La producción previa de biodiésel crudo, antes de la producción de CAS, es esencial para promover la desoxigenación de los grupos carboxilo de los AGL presentes en los lodos. Además, la caracterización del biodiésel crudo permite predecir el tipo de cadenas de hidrocarburos que pueden presentarse en el CAS producido.

5.3. Producción de CAS a partir de DES mediante HEFA.

La producción de CAS mediante HEFA se realizó bajo los efectos de la carga de catalizador y de la temperatura en distintas atmósferas de reacción: 35% H₂/65% N₂ y 100% H₂.

5.3.1. Conversión de biodiésel a hidrocarburos lineales.

La producción de CAS mediante HEFA, bajo los efectos de la carga de catalizador y de la temperatura en distintas atmósferas de reacción (35% H₂/65% N₂ y 100% H₂). La Figura 10 muestra las conversiones para la producción de CAS a cargas de catalizador (DES) de 20:1, 20:0.5 y 20:0.1 p/p, 300 °C y ambas atmósferas de reacción utilizando ChCl:PTSA como catalizador.

Se observa una conversión superior del 58% y del 69% de biodiésel a CAS en atmósferas reactivas de 35% H₂/65% N₂ y 100% H₂, respectivamente, a una relación carga-catalizador de 20:0.1. Mientras que, al incrementar la carga del catalizador, la conversión disminuyó. Asimismo, se observa una menor conversión hacia cargas de 20:1. Se observó que, para todas las cargas de biodiésel-catalizador, la conversión fue mayor al emplear una atmósfera al 100% de H₂.

La Figura 11 muestra las conversiones de CAS obtenidas bajo el efecto de la temperatura a 250, 300 y 350 °C, manteniendo la relación carga de catalizador/carga de reactivo en 20:0.1 en ambas atmósferas reactivas, utilizando ChCl:PTSA.

Se observa una conversión superior del 59% y del 66% de biodiésel a CAS en atmósferas reactivas de 35% H₂/65% N₂ y de 100% H₂, respectivamente, a 350 °C. Se observa que, al igual que en el caso anterior, las producciones de CAS con 100% H₂ se debieron a su elevada disponibilidad. El incremento en la conversión al aumentar la temperatura de 250–300 °C, bajo ambas atmósferas, muestra un efecto térmico positivo. Este resultado, permite establecer la producción de CAS empleando ChCl:PTSA (1:2 molar), a 300 °C en carga 20:0.1 catalizador como opción viable en la vía HEFA.

La Figura 12 muestra las conversiones obtenidas bajo el efecto de la temperatura (250, 300 y 350 °C), manteniendo la relación carga de catalizador/carga de reactivo (20:0.1) en ambas atmósferas de reacción, empleando BTEAC:PTSA como medio catalítico.

Se observa una conversión superior al 65% y al 66% de biodiésel a CAS en atmósferas reactivas de 35% H₂/65% N₂ y 100% H₂, respectivamente, a 300 y 350 °C, empleando BTEAC:PTSA como catalizador. Mientras que, a una temperatura de 250 °C y en una atmósfera de 100% H₂, se obtiene una menor conversión.

Los resultados de rendimiento, selectividad y conversión evidencian la importancia del diseño de un DES para la producción de CAS mediante HEFA al operar en

distintas atmósferas reactivas. La elección de un aceptor de enlaces (ChCl o BTEAC) determina las condiciones de temperatura y atmósfera en las que se operará.

5.3.2. Rendimientos en la producción de CAS

La Figura 13 muestra los rendimientos obtenidos para la producción de CAS bajo el efecto de la carga de catalizador (DES) en relaciones de peso de 20:1, 20:0.5 y 20:0.1 a 300 °C, en ambas atmósferas de reacción, utilizando ChCl:PTSA.

El rendimiento en la producción de CAS fue del 52% y del 66% para las cargas de catalizador 20:0.1, en atmósferas de 35% H₂/65% N₂ y 100% H₂, respectivamente, empleando ChCl:PTSA como catalizador. Se observó que, a mayores cargas de catalizador, los rendimientos disminuían y se formaba una mayor cantidad de depósitos sólidos viscosos al finalizar la reacción. Moreno-Caballero [14], menciona que ChCl:PTSA tiene una naturaleza lipofílica que permite su mezcla con grasa, pero que existe una brecha de inmiscibilidad donde tienden a repelerse.

Cuando hay una mayor carga de catalizador (20:1), el DES se encuentra en exceso respecto de los reactivos. Esto se traduce en un incremento drástico de la viscosidad del medio desde el inicio del proceso.

La Figura 14 muestra los rendimientos de CAS obtenidos bajo el efecto de la temperatura a 250, 300 y 350 °C, fijando la carga de catalizador a 20:0.1 en ambas atmósferas reactivas utilizando ChCl:PTSA.

Se observaron mayores rendimientos de CAS a 350 °C utilizando ChCl:PTSA como catalizador. Siendo del 65% y del 70% en atmósferas de 35% H_2 /65% N_2 y de 100% H_2 , respectivamente.

Estos resultados pueden atribuirse a una menor viscosidad del catalizador a altas temperaturas, lo que favorece la desoxigenación del biodiésel mediante un mejor mezclado durante la reacción.

La presencia de mayores rendimientos en atmósferas al 100% de H_2 en los experimentos realizados con ChCl:PTSA puede asociarse a la alta disponibilidad de H_2 en comparación con una atmósfera de mezcla. Limitar la concentración de H_2 en el proceso provoca rendimientos inferiores. Bajo este efecto, temperaturas de reacción más altas aceleran la difusión del H_2 a través del DES, lo que incrementa los rendimientos de producción de CAS.

Por otro lado, la Figura 15 muestra los rendimientos obtenidos bajo el efecto de la temperatura (250, 300 y 350 °C), manteniendo la relación carga de catalizador/carga de reactivo (20:0.1) en ambas atmósferas de reacción, empleando BTEAC:PTSA como medio catalítico.

Al emplear BTEAC:PTSA como medio catalítico a una relación biodiésel-catalizador de 20:0.1, se obtuvieron rendimientos máximos de 68% y 61% en atmósferas de 100% H_2 y 35% H_2 /65% N_2 , respectivamente, a 300 °C. Se observa que utilizar BTEAC:PTSA en una atmósfera reactiva de 35% H_2 /65% N_2 otorga mejores rendimientos a todas las temperaturas experimentales, resultados que contrastan con el uso de ChCl:PTSA como catalizador, donde una atmósfera de 100% H_2

muestra mejores rendimientos. Esta diferencia permite inferir que los DES pueden presentar distintas eficiencias debido al compuesto base y al donante de enlaces seleccionados. Se estima que ChCl:PTSA presenta mayor eficiencia en las reacciones de hidrodesoxigenación (alta concentración de H₂), mientras que BTEAC:PTSA presenta eficiencias en las reacciones de DCO y DCO₂ (menor concentración de H₂). Emplear cargas de catalizador de 20:0.1 de biodiésel-BTEAC:PTSA, incrementa el rendimiento en la producción de CAS.

Estos resultados permiten elucidar que utilizar una atmósfera reactiva de 35% H₂/65% N₂ otorga mejores rendimientos al limitar la concentración de H₂, por lo que se infiere que BTEAC:PTSA es un medio catalítico factible para las reacciones de desoxigenación que operan a bajas concentraciones de H₂. El diseño de catalizadores y la selección del tipo de reactor son importantes para determinar la selectividad en el proceso, así como asegurar una transferencia de materia óptima.

5.4. Caracterización del CAS producido con DES mediante HEFA.

5.4.1. Distribución de hidrocarburos: Efecto de la carga de biodiésel-catalizador con ChCl:PTSA.

La Figura 16 muestra la distribución de hidrocarburos del CAS producido, variando la relación de peso biodiésel-catalizador (DES) en 20:1, 20:0.5 y 20:0.1, y las atmósferas de reacción de 35% H₂/65% N₂ y 100% H₂, utilizando ChCl:PTSA. Se observó una diferencia en la distribución molar de los hidrocarburos de C₈–C₂₀ según la carga aplicada.

A una relación carga de biodiésel-catalizador de 20:1, se observó una mayor composición hacia el hidrocarburo de cadena larga C_{19} con una fracción molar de 0.8, y una baja presencia de cadenas intermedias (C_8 – C_{18}). Este comportamiento se atribuye a las limitaciones de la reacción impuestas por una mayor viscosidad asociada a la alta concentración del DES, lo que limita el tratamiento a la desoxigenación. Por el contrario, disminuir la relación carga del catalizador a 20:0.5 y 20:0.1. Asimismo, emplear una atmósfera de 35% H_2 /65% N_2 permite reducir la presencia de C_{19} .

Con la finalidad de establecer una comparación entre los experimentos realizados, el perfil de distribución de los CAS se normalizó tomando como referencia el rango de hidrocarburos correspondientes a la turbosina convencional (C_8 – C_{16}) [26].

La Tabla 14 muestra la composición normalizada por cadena de hidrocarburo del CAS producido en atmósfera de 100% H_2 (CAS 1, 2 y 3) y en atmósfera de 35% H_2 /65% N_2 (CAS 4, 5 y 6), bajo el efecto de las cargas de biodiésel-catalizador.

Tabla 12. Composiciones normalizadas del CAS producido bajo el efecto de las cargas de biodiésel-ChCl:PTSA.

Composición molar normalizada del CAS producido									
Clave	xC_8	xC_9	xC_{10}	xC_{11}	xC_{12}	xC_{13}	xC_{14}	xC_{15}	xC_{16}
CAS 1	0.001	0.001	0.002	0.014	0.013	0.103	0.020	0.749	0.096
CAS 2	0.001	0.002	0.003	0.005	0.066	0.113	0.032	0.668	0.109
CAS 3	0.020	0.008	0.003	0.013	0.016	0.073	0.019	0.537	0.312
CAS 6	0.001	0.005	0.075	0.023	0.086	0.092	0.029	0.612	0.078
CAS 7	0.002	0.005	0.008	0.013	0.028	0.028	0.287	0.497	0.131
CAS 8	0.002	0.008	0.004	0.023	0.016	0.134	0.129	0.576	0.109

Los resultados normalizados muestran que el ChCl:PTSA favorece la formación de hidrocarburos en el rango de la turbosina fósil Jet-A1 (C_8 – C_{16}), concentrando la

distribución del CAS en las cadenas C₁₅ y C₁₆. Esta tendencia muestra una acumulación de la fracción C₁₅ (con una fracción molar de hasta 0.74); sin embargo, la formación de cadenas C₁₃ y C₁₄, en una atmósfera de 35% H₂/65% N₂. Se observa que la distribución mejora al reducir la carga del catalizador.

5.4.2. Distribución de hidrocarburos: Efecto de la temperatura con ChCl:PTSA.

Se observó la distribución de hidrocarburos presentes en el CAS producido bajo el efecto del cambio de temperatura (250, 300 y 350 °C), manteniendo la relación carga/catalizador en 20:0.1. La Figura 17 muestra que, al aumentar la temperatura, se observa una mayor formación de la cadena larga de hidrocarburo C₁₉. Dado que el compuesto con mayor presencia en el biodiésel es el linoleato de metilo, se atribuye que aumentar la temperatura favorece la ruta de desoxigenación de este compuesto, reteniendo el carbono ligado al oxígeno.

La Figura 17 muestra que, a diferencia de emplear temperaturas de 250 y 300 °C, una temperatura de 350 °C en atmósfera de 100% H₂, utilizando ChCl:PTSA, provoca la formación de la cadena larga C₂₀. Por lo que, temperaturas por encima de 300 °C, no son factibles para la obtención de cadenas correspondientes a la turbosina Jet-A1 (C₈–C₁₆).

5.4.3. Distribución de hidrocarburos: Efecto de la temperatura con BTEAC:PTSA.

En el análisis de la distribución de hidrocarburos presentes en el CAS producido utilizando BTEAC:PTSA como catalizador (Figura 18), a una relación de carga de 20:0.1 (biodiésel-catalizador) variando la temperatura de reacción (250, 300 y 350 °C), se observó que, a diferencia de ChCl:PTSA, BTEAC:PTSA favorece la

formación de la cadena C₁₅ en el perfil de hidrocarburos a temperaturas de 350 °C en atmósfera de 100% H₂. En términos de distribución de productos, una atmósfera de 100% H₂ es mejor en comparación con los rendimientos obtenidos (Figura 15), ya que el contacto entre los reactantes favorece una mejor distribución de las cadenas correspondientes a la turbosina convencional (C₈–C₁₆).

Se normalizó la composición molar de los CAS producidos para analizar su distribución a lo largo de las cadenas de la turbosina convencional (C₈–C₁₆) y observar su comportamiento en ellas.

Tabla 13. Composiciones normalizadas del CAS producidas bajo el efecto de la temperatura mediante BTEAC:PTSA.

Composición molar normalizada del CAS producido									
Clave	x_{C_8}	x_{C_9}	$x_{C_{10}}$	$x_{C_{11}}$	$x_{C_{12}}$	$x_{C_{13}}$	$x_{C_{14}}$	$x_{C_{15}}$	$x_{C_{16}}$
CAS 11	0.002	0.015	0.003	0.005	0.030	0.036	0.061	0.621	0.227
CAS 12	0.005	0.017	0.024	0.054	0.043	0.189	0.061	0.541	0.065
CAS 13	0.005	0.017	0.026	0.056	0.040	0.141	0.038	0.587	0.091
CAS 14	0.007	0.025	0.030	0.021	0.049	0.083	0.078	0.629	0.077
CAS 15	0.006	0.023	0.005	0.029	0.033	0.189	0.076	0.495	0.144
CAS 16	0.005	0.018	0.028	0.018	0.035	0.028	0.067	0.750	0.051

La composición molar normalizada de los CAS bajo el efecto de la temperatura mostró que C₁₅ representa entre el 50% y el 70% de la mezcla. Se observa que al utilizar una atmósfera de H₂ al 100% (para los experimentos identificados como CAS 11, 12 y 13), la composición molar de C₁₅ disminuye y se distribuye en las cadenas cortas (<C₁₄). Por otro lado, emplear una atmósfera de 35% H₂/65% N₂ aumenta la concentración de C₁₅ en la mezcla al elevar la temperatura. Este comportamiento no se atribuye a una mayor actividad del BTEAC:PTSA.

5.5. Caracterización del CAS.

La Tabla 16 muestra los resultados obtenidos para la densidad, viscosidad cinemática, poder calorífico y punto de congelamiento del CAS producido a partir de AGL presentes en los LAR, en comparación con otros estudios, con la turbosina convencional y con los límites establecidos por la norma ASTM D1655.

Tabla 14. Comparación de las propiedades fisicoquímicas del CAS producido, del CAS de la literatura, de la turbosina fósil (Jet-A1) y de los límites establecidos por la ASTM D1655.

Propiedad fisicoquímica	CAS Este Trabajo	CAS (Contreras-Vázquez [32])	Turbosina Jet-A1	ASTM D1655
Densidad (15 °C), kg/m ³	854	868.70	807	775–840
Viscosidad (-20 °C), mm ² /s	22.8	7.52 *	5.3	Max : 8.00
Poder calorífico, MJ/kg	41.1	NR	46.1	Min : 42.8
Punto de congelamiento (°C)	8	NR	< -10 °C	Max : -47 °C

*Viscosidad a 15 °C ; NR: No reportado.

Se observa que el valor de viscosidad cinemática estimado a -20 °C mediante el método aprobado por la norma ASTM D341, es de 22.8 mm²/s, y la densidad es de 854 kg/m³, para el CAS producido. Estos valores, altos en comparación con la norma y el Jet-A1, incumplen las especificaciones de un combustible apto para aviación; además, el poder calorífico no alcanza el valor mínimo requerido y el punto de congelamiento del CAS está 39 °C por debajo del valor sugerido. Estos resultados vuelven inviable el CAS producido a partir de los LAR como sustituto parcial de la turbosina convencional.

Estos resultados se atribuyen a las diferencias en el perfil de distribución química del CAS respecto al Jet-A1 comercial. Asimismo, la presencia de cadenas pesadas (C_{17} – C_{20}), ajenas al rango de destilación característico de la turbosina fósil, altera ciertas propiedades. Sin embargo, la estrecha similitud de la densidad y el poder calorífico del CAS respecto a los límites establecidos por la norma ASTM D1655 presenta la posibilidad de implementar el CAS como un aditivo a la turbosina fósil en concentraciones que garanticen el cumplimiento de los límites establecidos en la norma.

5.6. Caracterización de mezclas CAS + Jet-A1.

Aunque la caracterización de la densidad y la viscosidad del CAS mostró que se encuentra fuera de los límites establecidos por la norma, se prevé su uso como aditivo y como reemplazo parcial de la turbosina fósil. Por ello, se realizaron las mediciones de viscosidad y densidad de las mezclas descritas en la Tabla 9. La viscosidad de las mezclas se midió a 15, 25 y 35 °C, y se extrapoló para predecir la viscosidad cinemática de cada mezcla a -20 °C mediante el método ASTM D34. La densidad se midió a 15 °C según lo establecido en la norma ASTM D1655. La Figura 19 muestra la densidad y la viscosidad en función de la fracción de masa del Jet-A1 en CAS. A medida que aumenta la concentración de Jet-A1 (w_2) en CAS la densidad y viscosidad disminuyen debido a las propiedades del combustible fósil. Los resultados de densidad y viscosidad demuestran que las mezclas que cumplen con las especificaciones de la ASTM D1655 son de 60% y 80% de CAS en Jet-A1. Es importante destacar que este comportamiento favorable es exclusivo del CAS, debido a su composición química (cadenas hidrocarbonadas), obtenida mediante la

eliminación completa de oxígeno en el proceso HEFA. A diferencia del biodiésel convencional (FAME), cuya estructura oxigenada y polar eleva drásticamente la viscosidad y el punto de congelación, lo que imposibilita su mezcla directa conforme a esta norma. Estos resultados sugieren que el combustible CAS producido a partir de AGL presente en los LAR puede mezclarse con Jet-A1 para sustituirlo parcialmente, ya que se mantiene dentro de los límites de la norma en cuanto a viscosidad y densidad.

5.7. Análisis de ciclo de vida.

5.7.1. Inventario de ciclo de vida.

El inventario de la producción de CAS para los escenarios evaluados en este trabajo se presenta en la Tabla 17. Todos los valores fueron calculados en función de la unidad funcional, (el procesamiento de 1 kg de lodos de alto contenido de grasa, generados en el tratamiento de aguas residuales del sector restaurantero, para la producción de combustible de aviación sostenible) para las diferentes etapas del proceso.

La Tabla 17 presenta el balance de masa y energía para la producción de CAS en ambos escenarios evaluados, donde se observó un consumo de agua de 0.52 kg en cada uno durante la etapa de baño ácido. El consumo de metanol representó un incremento del (26%) a escala industrial, respecto a la escala de laboratorio.

Las Figuras 20 y 21 muestran los diagramas de Sankey de la demanda energética para los escenarios de escala de laboratorio e industrial, respectivamente, para las distintas etapas del proceso de producción de CAS a partir de AGL presentes en los

LAR.

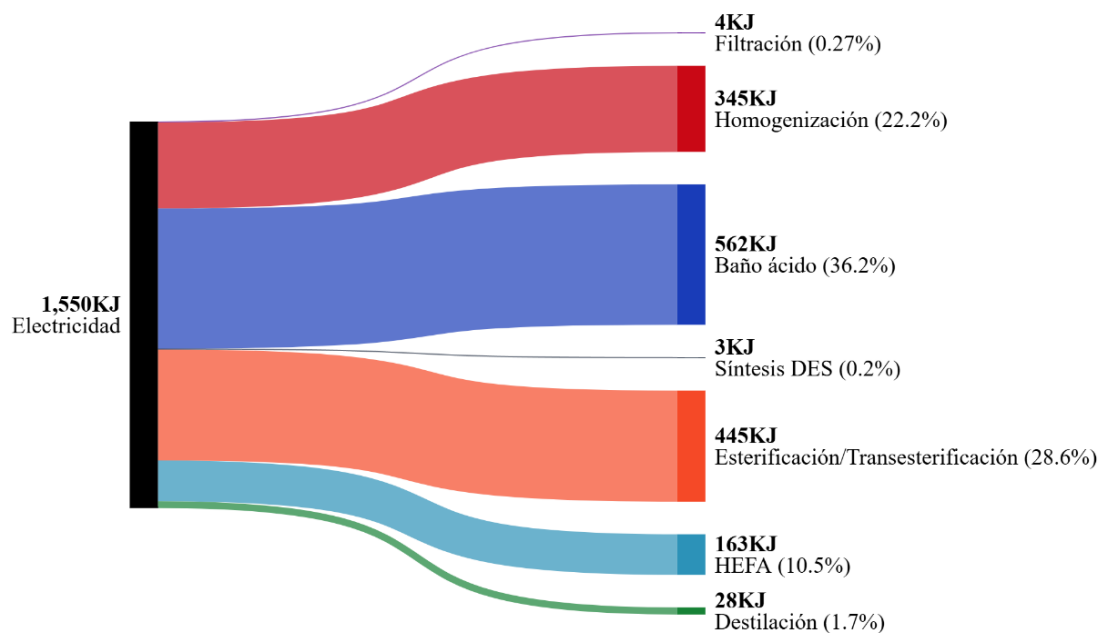


Figura 9. Diagrama de Sankey de la demanda energética de la producción de CAS en el escenario a escala de laboratorio.

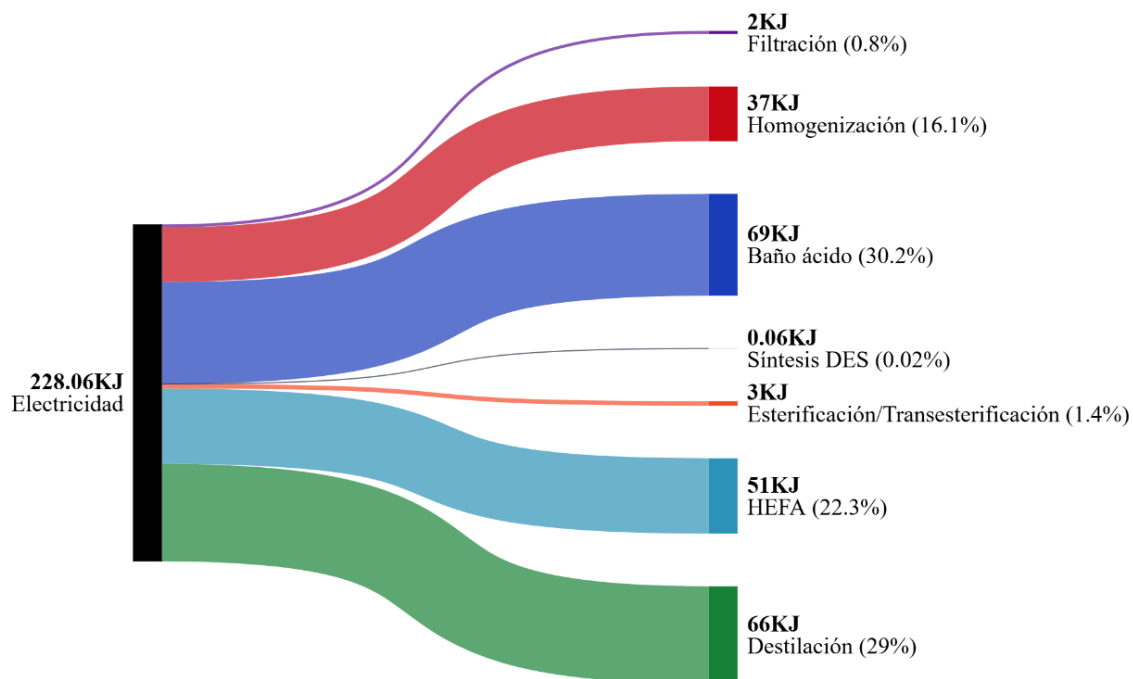


Figura 10. Diagrama de Sankey de la demanda energética de la producción de CAS en el escenario de simulación a escala industrial.

El análisis de los diagramas de Sankey permite identificar que las etapas de baño ácido y esterificación/transesterificación dominan el consumo energético del proceso a escala de laboratorio, con un consumo del 36.2% y 28.6%, respectivamente. Por otro lado, el escenario a escala industrial simulado en Aspen Plus muestra un comportamiento distinto en la distribución de la demanda de energía. En la escala industrial, la etapa de esterificación/transesterificación redujo el impacto energético a solo 1.4% del proceso total. Sin embargo, la etapa de destilación eleva su participación en la demanda de energía hasta el 29% del total. Asimismo, en las etapas de baño ácido y HEFA en el escenario a escala industrial se observa la misma tendencia, donde la demanda es del 30% y 22%, respectivamente.

5.7.2. Evaluación de impacto ambiental.

La Figura 22 muestra el indicador de cambio climático (ICC) para ambos escenarios evaluados en este trabajo, a nivel laboratorio y escala industrial.

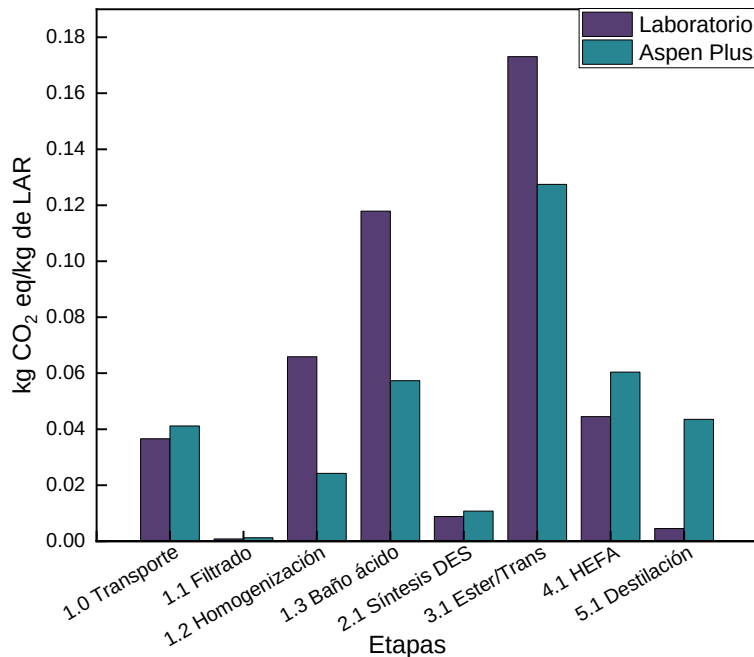


Figura 11. Evaluación de impacto ambiental del proceso de producción de CAS evaluado es escenario de escala laboratorio y simulación por Aspen Plus en indicador de cambio climático (ICC).

Se observó que la etapa 3.1 correspondiente a la esterificación/transesterificación de los AGL para la obtención de biodiésel, presentó la mayor contribución del proceso de producción de CAS, en los escenarios de escala de laboratorio y de escala industrial, con 0.17 kgCO₂eq/kg de LAR y 0.12 kgCO₂eq/kg de LAR, respectivamente. Este resultado puede asociarse al uso de metanol como reactivo en la obtención de biodiésel. Según Contreras-Vázquez [32], la producción del metanol emplea 0.83 m³ de gas natural y 0.14 MJ de energía eléctrica para la producción de 1 kg de metanol, el cual, acorde a la base de Ecoinvent V3.7.1, se produce a partir del refinado del petróleo.

Asimismo, se observan diferentes comportamientos en la aportación al ICC en las distintas etapas de la producción de CAS de escala laboratorio comparado con la escala industrial simulada en Aspen Plus. Se observa una reducción de la huella de

carbono en las etapas de homogenización (0.06 a 0.02 kg CO₂ eq) y del baño ácido (0.11 a 0.05 kg CO₂ eq). Por otro lado, en la etapa de destilación se observa un incremento del ICC de la escala de laboratorio a la industrial de 0.004 a 0.04 kg CO₂ eq, respectivamente, debido a la demanda térmica de los calentadores para obtener los destilados correspondientes a la fracción CAS. Asimismo, la etapa HEFA muestra un comportamiento similar, con un incremento en el ICC a escala laboratorio a la escala simulada en Aspen Plus, con emisiones de 0.04 a 0.06 kg CO₂ eq debido a la demanda de hidrógeno del proceso.

5.7.3. Comparación del CAS frente a la referencia internacional sobre combustibles fósiles.

La Figura 23 muestra la comparación entre los resultados obtenidos para el indicador de cambio climático de ambos escenarios y con los criterios de sostenibilidad establecidos en la RED II y CORSIA.

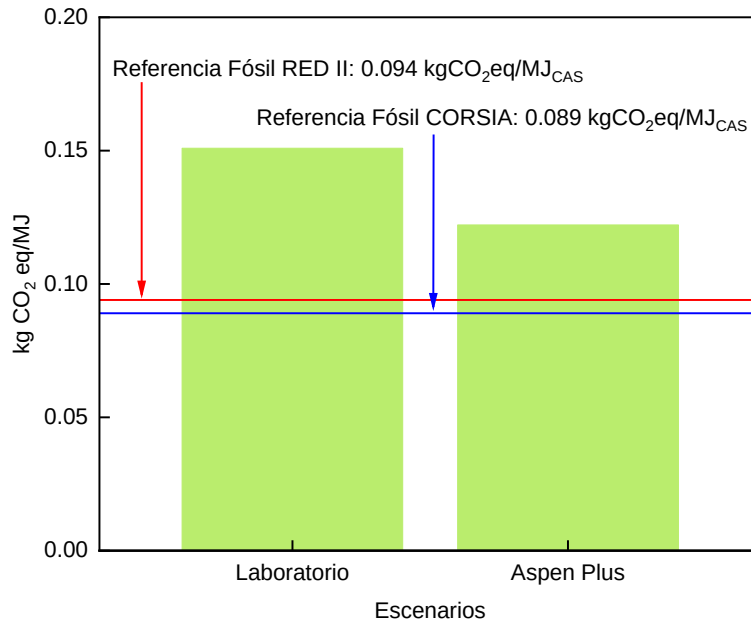


Figura 12. Comparación entre el impacto ambiental de los dos escenarios estudiados, las regulaciones RED II y CORSIA respecto a los combustibles fósiles. -, referencia RED II; -, referencia CORSIA.

La RED II y CORSIA establecen valores de referencia para combustibles fósiles de 0.094 y 0.089 kg CO₂ eq/MJ, respectivamente, que consideran la producción y uso de combustibles fósiles. Ambos escenarios estudiados superan la referencia de combustibles establecida por las normativas; por ello, el CAS producido a partir de AGL presentes en los LAR no se consideraría sostenible. Este resultado se basa en el mix energético seleccionado, que constituye la red de generación eléctrica de México, en la que el 66.6% de la energía eléctrica se genera con combustibles fósiles, mientras que el resto se distribuye entre hidroeléctrica (14.5%), eólica (8%), fotovoltaica (7.3%), nuclear (1.8%), geotérmica (1.1%) y bioenergía (0.5%) [70]. La predominancia de los combustibles fósiles en la matriz energética hace que el consumo eléctrico sea la principal causa del elevado ICC. Por ello, a partir de este

diagnóstico, se elaboraron alternativas de ecodiseño para mitigar el impacto ambiental global mediante un análisis de la matriz energética.

5.7.4. Efecto del mix energético sobre la producción de CAS.

Los resultados de la producción de CAS en las escalas de laboratorio e industrial mostraron que el ICC supera los criterios de sostenibilidad de CORSIA y RED II. Se asoció este resultado con la dependencia de los combustibles fósiles en el mix energético mexicano (Figura 23). Con el propósito de mitigar este impacto ambiental, se evaluó el uso de mix energéticos de distintos países en el escenario base (escala laboratorio) para evaluar su viabilidad para la producción de CAS en función de su impacto ambiental. Para este análisis, se seleccionó a Estados Unidos (US-NPCC), China (CN-SGCC) y Brasil (BR-mid-western grid) de las mezclas energéticas estudiadas y propuestos Contreras-Vázquez [32].

La Figura 24 muestra los resultados obtenidos sobre la contribución al indicador de ICC del proceso de producción de CAS mediante mezclas energéticas de distintos países.

Se observa en la producción de CAS utilizando diferentes mezclas de Estados Unidos y Brasil, hay un menor impacto ambiental (0.08 y 0.07 kg CO₂ eq/MJ, respectivamente) para el ICC. En ambos casos se obtuvieron valores de impacto inferiores a los de las referencias indicadas por CORSIA y RED II. Mientras que las mezclas energéticas de México y China superan los límites establecidos por estas regulaciones, con valores de 0.15 y 0.19 kg CO₂ eq/MJ, respectivamente. Por otro lado, el alto impacto ambiental asociado a la implementación del mix energético de China se relaciona a la dependencia de los combustibles fósiles, basado en carbón

(55%) y gas natural (2.8%), mientras que las energías limpias constituyen a un 42% del total, que se distribuye en hidroeléctrica (13.9%), eólica (10.7%), solar (17%), nuclear (4.5%) y biocombustibles (2.1%). Asimismo, aunque en México el gas natural del mix energético representa el 66% del total. Debido a que, en la escala industrial la contribución de la producción de CAS al ICC es 20% menor en comparación al escenario a escala laboratorio (escenario base), se atribuyó que, en los mix energéticos de Brasil y Estados Unidos, se cumple con los criterios de sostenibilidad de CORSIA y RED II.

Por lo anterior, resulta necesario realizar un ecodiseño del proceso de producción de CAS a partir de AGL. De no realizarlo, el proceso resulta inviable en México (según los criterios de CORSIA y RED II). Sin embargo, países con mezclas energéticas más abundantes en energías verdes, como Brasil, pueden implementar estas tecnologías.

6. CONCLUSIONES

A continuación, se exponen las conclusiones más relevantes a partir de los resultados discutidos en las secciones anteriores:

La incorporación de disolventes eutécticos profundos (DES), en la producción de combustible de aviación sostenible (CAS) demostró rendimientos de hasta el 70% al emplear ChCl:PTSA y del 68% al emplear BTEAC:PTSA como catalizador, lo que indica que ambos promueven la desoxigenación de los grupos C=O de los ácidos grasos presentes en los lodos de agua residual (LAR).

La naturaleza lipofílica y la alta viscosidad del DES limitan el contacto entre el biodiésel y entre H₂, disminuyendo los rendimientos de producción del CAS (39%) y una distribución de hidrocarburos deficiente en el rango de cadenas C₈-C₁₆ a cargas de biodiésel-catalizador de 20:1. Mientras que al emplear cargas de 20:0.1, aumentan los rendimientos del CAS producido (66%).

El uso del catalizador ChCl:PTSA presenta mejores resultados en atmósferas de 100% H₂, lo que indica una actividad catalítica de los sitios ácidos de Brønsted, atribuible al donante de enlaces de hidrógeno del DES (ChCl:PTSA), lo cual favorece las rutas de hidrodeshidroxigenación. Por su parte, emplear BTEAC:PTSA como catalizador mostró rendimientos inferiores a los obtenidos en una atmósfera al 100% de H₂ a 350 °C. Esta condición se atribuye a la presencia de reacciones secundarias, como la hidrogenación y el hidrocraqueo, posteriores a

la desoxigenación del biodiésel, favoreciendo la formación de la cadena C₁₅ en la producción de CAS en comparación con el uso de ChCl:PTSA.

La densidad, viscosidad, punto de congelamiento y poder calorífico del CAS producido a partir de AGL presentes en LAR no cumplieron con los límites establecidos en la norma ASTM D1655 para combustible de aviación tipo Jet-A1. Esto se asocia con la presencia de hidrocarburos lineales (C₁₇–C₂₀) no correspondientes a la turbosina convencional en todos los CAS producidos.

La viscosidad y la densidad cumplieron con los límites establecidos por la norma ASTM D1655 al adicionar Jet-A1 a CAS en concentraciones masa de 0.8. Esto plantea la posibilidad de sustituir parcialmente el Jet-A1 por CAS producido mediante HEFA.

Las etapas que presentan una mayor contribución al impacto ambiental del proceso son las de esterificación/transesterificación, baño ácido, homogenización, y HEFA, a causa del consumo energético y de metanol en ambos escenarios. El escenario a escala industrial simulado en Aspen Plus presentó el menor impacto ambiental asociado al cambio climático (0.12 kg CO₂ eq/MJ), mientras que a escala de laboratorio fue mayor (0.15 kg CO₂ eq/MJ), debido a que las cantidades a escala de laboratorio son menores, lo que provoca la pérdida de reactivos.

Las emisiones de GEI para el escenario a escala de laboratorio exceden (0.15 kg CO₂ eq/MJ) los criterios de sostenibilidad establecidos por CORSIA (0.089 kg CO₂ eq/MJ) y RED II (0.094 kg CO₂ eq/MJ, empleando el mix energético mexicano, donde el 65% de la matriz energética corresponde a combustibles de origen fósil. Por otro el uso de mix energéticos como el de Estados Unidos (17% nuclear + 24% renovables) o Brasil (74% hidroeléctrica + eólica), redujo las emisiones hasta un 41% y 47%, respectivamente.

7. BIBLIOGRAFÍA

- [1] A21, Registra ACI World récord histórico en tráfico de pasajeros en su ranking global 2024, A21 MX (2025).
<https://a21.com.mx/aeronautica/2025/07/09/registra-aci-world-record-historico-en-trafico-de-pasajeros-en-su-ranking-global-2024/>.
- [2] D.S. Lee, G. Pitari, V. Grewe, K. Gierens, J.E. Penner, A. Petzold, M.J. Prather, U. Schumann, A. Bais, T. Berntsen, Transport impacts on atmosphere and climate: Aviation, Atmos. Environ. 44 (2010) 4678–4734.
<https://doi.org/10.1016/j.atmosenv.2009.06.005>.
- [3] IATA, Net-Zero Carbon Emissions by 2050, 2021.
<https://www.iata.org/en/pressroom/pressroom-archive/2021-releases/2021-10-04-03/>.
- [4] European Union Aviation Safety Agency, ReFuelEU Aviation. Una iniciativa para contribuir a descarbonizar el sector de la aviación, EASA (2023).
<https://www.easa.europa.eu/es/light/topics/refueleu-aviation>.
- [5] R. Fusaro, N. Viola, D. Galassini, Sustainable Supersonic Fuel Flow Method: An Evolution of the Boeing Fuel Flow Method for Supersonic Aircraft Using Sustainable Aviation Fuels, Aerospace 8 (2021) 331.
<https://doi.org/10.3390/aerospace8110331>.
- [6] Specification for Aviation Turbine Fuel Containing Synthesized Hydrocarbons, (2022). <https://doi.org/10.1520/D7566-22>.

- [7] EASA, ReFuelEU Aviation, European Union Aviation Safety Agency (2025). <https://www.easa.europa.eu/en/document-library/general-publications/refueleu-aviation-annual-technical-report-2025>.
- [8] EUR-Lex, Directiva (UE) 2023/2413 del Parlamento Europeo y del Consejo, (2023). <http://data.europa.eu/eli/dir/2023/2413/oj>.
- [9] D.K. Adhikari, Bio-jet Fuel, in: 2018: pp. 187–201. https://doi.org/10.1007/978-3-319-67678-4_8.
- [10] IRENA, Reaching Zero with Renewables: Biojet Fuels, Abu Dhabi, 2021. <https://share.google/OlgO8o7GpMhfmCbHj>.
- [11] S. van Dyk, J. Saddler, Progress in Commercialization of Biojet/Sustainable Aviation Fuels (SAF): Technologies and policies, 2024. IEA Bioenergy.
- [12] M.N. Siddiquee, S. Rohani, Experimental analysis of lipid extraction and biodiesel production from wastewater sludge, Fuel Processing Technology 92 (2011) 2241–2251. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.07.018>.
- [13] W.I. Ngoie, O.O. Oyekola, D. Ikhu-Omoregbe, P.J. Welz, Valorisation of Edible Oil Wastewater Sludge: Bioethanol and Biodiesel Production, Waste Biomass Valorization 11 (2020) 2431–2440. <https://doi.org/10.1007/s12649-019-00633-w>.
- [14] B.S. Moreno-Caballero, Effect of ethyl ester-MgO mixtures on emissions of gases and properties of biodiesel produced with incorporation of deep eutectic solvents: analysis of environmental impact, Universidad Autónoma de Nuevo León, 2023.

- [15] H. Wei, W. Liu, X. Chen, Q. Yang, J. Li, H. Chen, Renewable bio-jet fuel production for aviation: A review, *Fuel* 254 (2019) 115599. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.06.007>.
- [16] W.-C. Wang, Y.-C. Liu, R.A.A. Nugroho, Techno-economic analysis of renewable jet fuel production: The comparison between Fischer-Tropsch synthesis and pyrolysis, *Energy* 239 (2022) 121970. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.121970>.
- [17] R. Mawhood, E. Gazis, S. de Jong, R. Hoefnagels, R. Slade, Production pathways for renewable jet fuel: a review of commercialization status and future prospects, *Biofuels, Bioproducts and Biorefining* 10 (2016) 462–484. <https://doi.org/10.1002/bbb.1644>.
- [18] K. Atsonios, M.-A. Kouglioumtzis, K. D. Panopoulos, E. Kakaras, Alternative thermochemical routes for aviation biofuels via alcohols synthesis: Process modeling, techno-economic assessment and comparison, *Appl. Energy* 138 (2015) 346–366. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.10.056>.
- [19] R.C. Neves, B.C. Klein, R.J. da Silva, M.C.A.F. Rezende, A. Funke, E. Olivarez-Gómez, A. Bonomi, R. Maciel-Filho, A vision on biomass-to-liquids (BTL) thermochemical routes in integrated sugarcane biorefineries for biojet fuel production, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 119 (2020) 109607. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109607>.
- [20] H. Real Guimarães, J. Marcon Bressanin, I. Lopes Motta, M. Ferreira Chagas, B. Colling Klein, A. Bonomi, R. Maciel Filho, M. Djun Barbosa Watanabe,

- Bottlenecks and potentials for the gasification of lignocellulosic biomasses and Fischer-Tropsch synthesis: A case study on the production of advanced liquid biofuels in Brazil, *Energy Convers. Manag.* 245 (2021) 114629. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.114629>.
- [21] A.G. Romero-Izquierdo, F.I. Gómez-Castro, C. Gutiérrez-Antonio, S. Hernández, M. Errico, Intensification of the alcohol-to-jet process to produce renewable aviation fuel, *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification* 160 (2021) 108270. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2020.108270>.
- [22] B. Huerta-Rosas, E. Sánchez-Ramírez, G. Contreras-Zarazua, J.J. Quíroz-Ramírez, O.A. Luevano-Rivas, J.G. Segovia-Hernández, Design and optimization of an intensified sustainable plant to produce biojet fuel using the ATJ process, *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification* 200 (2024) 109774. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2024.109774>.
- [23] R. Fusaro, N. Viola, D. Galassini, Sustainable Supersonic Fuel Flow Method: An Evolution of the Boeing Fuel Flow Method for Supersonic Aircraft Using Sustainable Aviation Fuels, *Aerospace* 8 (2021) 331. <https://doi.org/10.3390/aerospace8110331>.
- [24] K.S. Ng, D. Farooq, A. Yang, Global biorenewable development strategies for sustainable aviation fuel production, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 150 (2021) 111502. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.111502>.
- [25] L.M. de Souza, P.A.S. Mendes, D.A.G. Aranda, Oleaginous feedstocks for hydro-processed esters and fatty acids (HEFA) biojet production in

- southeastern Brazil: A multi-criteria decision analysis, *Renew. Energy* 149 (2020) 1339–1351. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.10.125>.
- [26] J. Yang, Z. Xin, Q. (Sophia) He, K. Corscadden, H. Niu, An overview on performance characteristics of bio-jet fuels, *Fuel* 237 (2019) 916–936. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2018.10.079>.
- [27] U. Neuling, M. Kaltschmitt, Conversion routes for production of biokerosene—status and assessment, *Biomass Convers. Biorefin.* 5 (2015) 367–385. <https://doi.org/10.1007/s13399-014-0154-2>.
- [28] C.H. Tan, C.T. Yaw, S.P. Koh, K. Kadirgama, A.M. Abed, H.S. Majdi, Sustainable bio-jet fuel synthesis techniques for the aviation industry, *IOP Conf. Ser. Earth Environ. Sci.* 1372 (2024) 012036. <https://doi.org/10.1088/1755-1315/1372/1/012036>.
- [29] R.R.C. Monteiro, I.A. dos Santos, M.R.A. Arcanjo, C.L. Cavalcante, F.M.T. de Luna, R. Fernandez-Lafuente, R.S. Vieira, Production of Jet Biofuels by Catalytic Hydroprocessing of Esters and Fatty Acids: A Review, *Catalysts* 12 (2022) 237. <https://doi.org/10.3390/catal12020237>.
- [30] Z. Zhang, Q. Wang, H. Chen, X. Zhang, Hydroconversion of Waste Cooking Oil into Green Biofuel over Hierarchical USY-Supported NiMo Catalyst: A Comparative Study of Desilication and Dealumination, *Catalysts* 7 (2017) 281. <https://doi.org/10.3390/catal7100281>.

- [31] Z. Zhang, Q. Wang, H. Chen, X. Zhang, Hydroconversion of Waste Cooking Oil into Bio-Jet Fuel over a Hierarchical NiMo/USY@Al-SBA-15 Zeolite, *Chem. Eng. Technol.* 41 (2018) 590–597. <https://doi.org/10.1002/ceat.201600601>.
- [32] E. Contreras-Vázquez, Producción y caracterización de mezclas bioturbosina a partir de ácidos grasos libres presentes en lodos residuales: análisis de impacto ambiental, Universidad Autónoma de Nuevo León, 2024.
- [33] M. Atilhan, S. Aparicio, Review and Perspectives for Effective Solutions to Grand Challenges of Energy and Fuels Technologies via Novel Deep Eutectic Solvents, *Energy & Fuels* 35 (2021) 6402–6419. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.1c00303>.
- [34] D.Z. Troter, Z.B. Todorović, D.R. Đokić-Stojanović, O.S. Stamenković, V.B. Veljković, Application of ionic liquids and deep eutectic solvents in biodiesel production: A review, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 61 (2016) 473–500. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.04.011>.
- [35] K.T.T. Amesho, Y.-C. Lin, S.V. Mohan, S. Halder, V.K. Ponnusamy, S.-R. Jhang, Deep eutectic solvents in the transformation of biomass into biofuels and fine chemicals: a review, *Environ. Chem. Lett.* 21 (2023) 183–230. <https://doi.org/10.1007/s10311-022-01521-x>.
- [36] L. He, L. Chen, B. Zheng, H. Zhou, H. Wang, H. Li, H. Zhang, C.C. Xu, S. Yang, Deep eutectic solvents for catalytic biodiesel production from liquid biomass and upgrading of solid biomass into 5-hydroxymethylfurfural, *Green Chemistry* 25 (2023) 7410–7440. <https://doi.org/10.1039/D3GC02816J>.

- [37] ICAO, Sustainable Aviation Fuels Guide (Transforming Global Aviation Collection), International Civil Aviation Organization (2017).
- [38] K.K. Cota Cárdenas, A.G. Romero-Izquierdo, S.I. Martínez-Guido, C. Gutiérrez Antonio, Análisis de ciclo de vida: Una herramienta para contribuir a la producción sustentable de biocombustibles de aviación, *Naturaleza y Tecnología* (2022) 12–27.
- [39] P. Tecchio, P. Freni, B. De Benedetti, F. Fenouillot, Ex-ante Life Cycle Assessment approach developed for a case study on bio-based polybutylene succinate, *J. Clean. Prod.* 112 (2016) 316–325. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2015.07.090>.
- [40] A.L. Roes, M.K. Patel, Ex-ante environmental assessments of novel technologies – Improved caprolactam catalysis and hydrogen storage, *J. Clean. Prod.* 19 (2011) 1659–1667. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2011.05.010>.
- [41] Ó. Ögmundarson, M.J. Herrgård, J. Forster, M.Z. Hauschild, P. Fantke, Addressing environmental sustainability of biochemicals, *Nat. Sustain.* 3 (2020) 167–174. <https://doi.org/10.1038/s41893-019-0442-8>.
- [42] N. Elginöz, I. Owusu-Agyeman, G. Finnveden, R. Hischer, T. Rydberg, Z. Cetecioglu, Application and adaptation of a scale-up framework for life cycle assessment to resource recovery from waste systems, *J. Clean. Prod.* 355 (2022) 131720. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2022.131720>.

- [43] B.H. Susanto, Y. Efendi, Synthesis of bio-jet fuel from coconut (*Cocos nucifera*) oil through hydrodeoxygenation using NiMoP/Al₂O₃ catalyst, in: 2020: p. 030024. <https://doi.org/10.1063/5.0014341>.
- [44] L.N. Silva, I.C.P. Fortes, F.P. de Sousa, V.M.D. Pasa, Biokerosene and green diesel from macauba oils via catalytic deoxygenation over Pd/C, *Fuel* 164 (2016) 329–338. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2015.09.081>.
- [45] P.H.M. Araújo, A.S. Maia, A.M.T.M. Cordeiro, A.D. Gondim, N.A. Santos, Catalytic Deoxygenation of the Oil and Biodiesel of Licuri (*Syagrus coronata*) To Obtain *n* -Alkanes with Chains in the Range of Biojet Fuels, *ACS Omega* 4 (2019) 15849–15855. <https://doi.org/10.1021/acsomega.9b01737>.
- [46] Z. Zhang, Q. Wang, H. Chen, X. Zhang, Hydroconversion of Waste Cooking Oil into Bio-Jet Fuel over a Hierarchical NiMo/USY@Al-SBA-15 Zeolite, *Chem. Eng. Technol.* 41 (2018) 590–597. <https://doi.org/10.1002/ceat.201600601>.
- [47] F.P. Sousa, L.N. Silva, D.B. de Rezende, L.C.A. de Oliveira, V.M.D. Pasa, Simultaneous deoxygenation, cracking and isomerization of palm kernel oil and palm olein over beta zeolite to produce biogasoline, green diesel and biojet-fuel, *Fuel* 223 (2018) 149–156. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2018.03.020>.
- [48] J. Yang, Z. Xin, Q. (Sophia) He, K. Corscadden, H. Niu, An overview on performance characteristics of bio-jet fuels, *Fuel* 237 (2019) 916–936. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2018.10.079>.

- [49] L.H. Duong, I.K. Reksowardojo, T.H. Soerawidjaja, O. Fujita, G.F. Neonufa, T.T.G. Nguyen, T. Prakoso, Soap-derived biokerosene as an aviation alternative fuel: Production, composition, and properties of various blends with jet fuel, *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification* 153 (2020) 107980. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2020.107980>.
- [50] E.S.K. Why, H.C. Ong, H.V. Lee, W.-H. Chen, N. Asikin-Mijan, M. Varman, Conversion of bio-jet fuel from palm kernel oil and its blending effect with jet A-1 fuel, *Energy Convers. Manag.* 243 (2021) 114311. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.114311>.
- [51] A. Llamas, A.-M. Al-Lal, M. Hernandez, M. Lapuerta, L. Canoira, Biokerosene from Babassu and Camelina Oils: Production and Properties of Their Blends with Fossil Kerosene, *Energy & Fuels* 26 (2012) 5968–5976. <https://doi.org/10.1021/ef300927q>.
- [52] F. D’Ascenzo, G. Vinci, M. Savastano, A. Amici, M. Ruggeri, Comparative Life Cycle Assessment of Sustainable Aviation Fuel Production from Different Biomasses, *Sustainability* 16 (2024) 6875. <https://doi.org/10.3390/su16166875>.
- [53] X. Zhu, J. Xiao, C. Wang, L. Zhu, S. Wang, Global warming potential analysis of bio-jet fuel based on life cycle assessment, *Carbon Neutrality* 1 (2022) 25. <https://doi.org/10.1007/s43979-022-00026-4>.
- [54] P.H. Chen, U. Lee, X. Liu, H. Cai, M. Wang, Life-cycle analysis of sustainable aviation fuel production through catalytic hydrothermolysis, *Biofuels*,

<https://doi.org/10.1002/bbb.2574>.

- [55] D.B. Agusdinata, F. Zhao, K. Ileleji, D. DeLaurentis, Life Cycle Assessment of Potential Biojet Fuel Production in the United States, *Environ. Sci. Technol.* 45 (2011) 9133–9143. <https://doi.org/10.1021/es202148g>.
- [56] Y. Casas-Ledón, Historia y metodología del análisis de ciclo de vida, in: G. Vidal, P. Neumann, A. Hospido (Eds.), *Análisis de Ciclo de Vida: Fundamentos y Aplicaciones a La Gestión Sustentable de Los Recursos Hídricos*, Primera, Editorial Universidad de Concepción, Concepción, Chile, 2022: pp. 11–37.
- [57] I.-R. Istrate, D. Iribarren, J.-L. Gálvez-Martos, J. Dufour, Hacia un modelo de optimización tecno-económica del ciclo de vida de la gestión integral de los residuos municipales , *Rumbo 20.30* (2018).
- [58] S. Pioquinto-García, J.M. Rosas, M. Loredó-Cancino, S. Giraudet, E. Soto-Regalado, P. Rivas-García, N.E. Dávila-Guzmán, Environmental assessment of metal-organic framework DUT-4 synthesis and its application for siloxane removal, *J. Environ. Chem. Eng.* 9 (2021) 106601. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2021.106601>.
- [59] J.M. Smith, H.C. Van Ness, M.M. Abott, *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*, 1st ed., McGraw-Hill, 2007.
- [60] Y.A. Cengel, A.J. Ghajar, *Transferencia de calor y masa*, 4th ed., McGraw-Hill, 2011.

- [61] F. Piccinno, R. Hischer, S. Seeger, C. Som, From laboratory to industrial scale: a scale-up framework for chemical processes in life cycle assessment studies, *J. Clean. Prod.* 135 (2016) 1085–1097. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.06.164>.
- [62] M.B. Taysun, E. Sert, F.S. Atalay, Effect of Hydrogen Bond Donor on the Physical Properties of Benzyltriethylammonium Chloride Based Deep Eutectic Solvents and Their Usage in 2-Ethyl-Hexyl Acetate Synthesis as a Catalyst, *J. Chem. Eng. Data* 62 (2017) 1173–1181. <https://doi.org/10.1021/acs.jced.6b00486>.
- [63] E. Contreras-Vázquez, O.M. Rodríguez-García Hurtado, A. Ceballos-Ramón, J. de los S. López-Lázaro, M. Lapuerta, J.J. Cano-Gómez, Thermophysical behavior of hydroprocessed esters and fatty acids from wastewater sludge enriched with glycol ethers, *J. Mol. Liq.* 453 (2026) 129523. <https://doi.org/10.1016/j.molliq.2026.129523>.
- [64] Y. Cui, C. Li, J. Yin, S. Li, Y. Jia, M. Bao, Design, synthesis and properties of acidic deep eutectic solvents based on choline chloride, *J. Mol. Liq.* 236 (2017) 338–343. <https://doi.org/10.1016/j.molliq.2017.04.052>.
- [65] M.B. Taysun, E. Sert, F.S. Atalay, Effect of Hydrogen Bond Donor on the Physical Properties of Benzyltriethylammonium Chloride Based Deep Eutectic Solvents and Their Usage in 2-Ethyl-Hexyl Acetate Synthesis as a Catalyst, *J. Chem. Eng. Data* 62 (2017) 1173–1181. <https://doi.org/10.1021/acs.jced.6b00486>.

- [66] D.R. Hasibuan, R. Manurung, Iriany, A.G.A. Siregar, Application of choline chloride-based deep eutectic solvent (DES) as catalyst for glycerolysis of palm fatty acid distillate (PFAD) and glycerol, *Case Studies in Chemical and Environmental Engineering* 11 (2025) 101205. <https://doi.org/10.1016/j.cscee.2025.101205>.
- [67] W. Wang, F. Li, H. Wang, Study of light wavelength on the oxidative stability of *Jatropha* biodiesel, *Fuel* 292 (2021) 120230. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.120230>.
- [68] Z. Rahmawati, L. Santoso, A. McCue, N.L. Azua Jamari, S.Y. Ninglasari, T. Gunawan, H. Fansuri, Selectivity of reaction pathways for green diesel production towards biojet fuel applications, *RSC Adv.* 13 (2023) 13698–13714. <https://doi.org/10.1039/D3RA02281A>.
- [69] J. Wang, Z. Li, C. Zhao, J. Zhang, A. Wang, L. Jing, N. Zhong, Z. Chen, J. Hu, From lignin to jet fuel: advancing selective cyclohydrocarbon production toward full compatibility with aviation standards, *Green Chemistry* 28 (2026) 2166–2195. <https://doi.org/10.1039/D5GC04813C>.
- [70] CONAHCYT, Capacidad y generación - Energía y cambio climático, *Energía CONAHCYT* (2023). <https://energia.conahcyt.mx/planeas/electricidad/capacidad-generacion>.
- [71] Metron, Panorama del mercado energético en Brasil, Metron Energy (n.d.). <https://share.google/2RI9DkCdrfIiFHBs>.

- [72] LowCarbonPower, Electricidad en Estados Unidos en 2025, LowCarbonPower (2025).
https://lowcarbonpower.org/es/region/Estados_Unidos.
- [73] LowCarbonPower, Electricidad en República Popular China en 2025, LowCarbonPower (2025).
https://lowcarbonpower.org/es/region/Rep%C3%BAblica_Popular_China.
- [74] LowCarbonPower, 21% of global electricity is generate from Gas, LowCarbonPower (n.d.). <https://lowcarbonpower.org/type/gas>.
- [75] LowCarbonPower, 33% of global electricity is generated fro Coal, LowCarbonPower (n.d.). <https://lowcarbonpower.org/type/coal>.