

Análisis de alternativas para la descarbonización de procesos de refinación de crudo por medio de programación matemática

Clara Cecilia Ballesteros Rodríguez

Trabajo de Grado para Optar al Título de Magister en Ingeniería Química

Director

Débora Alcida Nabarlatz

Doctor en Ingeniería Química y de Procesos

Codirector

Andrés Calderón

Doctor en Optimización de Sistemas Energéticos.

Ariel Uribe

PhD. Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Físicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Programa de Maestría en Ingeniería Química

Bucaramanga

2024

TABLA DE CONTENIDO

Introducción	14
1 Revisión bibliográfica.....	20
1.1 Biomasa	20
1.2 Biocombustibles	22
1.2.1 Biocombustibles intermedios	23
1.2.2 Biocombustibles utilizados para blending	26
1.3 Coprocesamiento	31
1.3.1 Craqueo Catalítico Fluido (FCC)	31
1.3.2 Hidrotratamiento Catalítico (DHT).....	33
1.3.3 Hidrocraqueo Catalítico (HC).....	35
1.4 Programación matemática	37
1.4.1 Superestructuras	39
1.4.2 Optimización	41
2 Objetivos.....	48
2.1 Objetivo General	48
2.2 Objetivos Específicos	48
3 Metodología.....	49
4 Modelo matemático	71
4.1.1 Función objetivo	72
4.1.2 Costos totales	72
4.1.3 Ingresos	73
4.1.4 Balance de masa	74
4.1.5 Producción	74
4.1.6 Calidad del flujo de proceso.....	75
4.1.7 Conectando producción por modo de operación con producción global.....	76
4.1.8 Restricción de materia prima	77
4.1.9 Capacidad de las unidades	77

4.1.10 Restricciones de demanda.....	78
4.1.11 Coprocesamiento.....	79
5 Resultados.....	79
5.1 Caso base.....	81
5.2 Caso 1: Blending de biodiesel con diesel y bioetanol con gasolina.....	87
5.3 Caso 2: FCC, coprocesamiento de aceite de palma refinado en la unidad de craqueo catalítico.....	90
5.4 Caso 3: DHT, coprocesamiento de aceite de palma refinado en la unidad de hidrotratamiento.....	90
5.5 Caso 4: HC, coprocesamiento en la unidad de hidro craqueo catalítico.....	92
5.6 Caso 5: FCC y DHT: coprocesamiento de aceite de palma refinado en la unidad de craqueo catalítico y en la unidad de hidrotratamiento.....	95
5.7 Caso 6 FCC + HC, coprocesamiento de aceite de palma refinado en la unidad de craqueo catalítico y coprocesamiento de aceite de girasol la unidad de hidro craqueo catalítico.....	97
5.8 Caso 7: DHT + HC, coprocesamiento de aceite de palma refinado en la unidad de hidrotratamiento y coprocesamiento de aceite de girasol la unidad de hidro craqueo catalítico.....	99
5.9 Caso 8: FCC + DHT + HC, coprocesamiento de aceite de palma refinado en la unidad de craqueo catalítico e hidrotratamiento y coprocesamiento de aceite de girasol la unidad de hidro craqueo catalítico.....	101
6 Análisis de resultados.....	102
7 Conclusiones.....	109
Referencias Bibliográficas.....	113

Lista de tablas.

Tabla 1 Propiedades aceite de palma refinado.....	24
Tabla 2 Propiedades del aceite de girasol.....	25
Tabla 3. Propiedades de los biocombustibles utilizados para blending con combustibles convencionales.....	37
Tabla 4. Tipos de variables y problemas de optimización.....	42
Tabla 5. Técnicas más habituales actualmente para resolver problemas lineales enteros mixtos.	45
Tabla 6. Parámetros de operación de las vías de coprocesamiento propuestas.	53
Tabla 7. Propiedades fisicoquímicas de los crudos utilizados en el caso base.....	54
Tabla 8 . Rendimiento de producción de los 5 tipos de crudo en la CDU.....	55
Tabla 9. Factores de rendimiento para gravedad específica y sulfuros.	56
Tabla 10. Flujo de alimentación máximo (WMjmmáx) y mínimo (WMjmmin) a las unidades (KBPD).	57
Tabla 11. Costos de equipos de extracción de biocombustibles.....	63
Tabla 12. Precios de materias primas	63
.Tabla 13. Requerimiento energético por unidad de refinación.....	64
Tabla 14. Poder calorífico inferior de los servicios industriales.....	65
Tabla 15. Costo de servicios industriales.....	66
Tabla 16. Factores de emisión de materias primas.	68
Tabla 17. Emisiones de los servicios industriales.....	69
Tabla 18. Escenarios de operación.....	70
Tabla 19. Comparación de los resultados de la intensidad de CO ₂ calculados para el proceso de refinación convencional por producto.	86
Tabla 20. Influencia de la variación de los costos de materia prima en el margen de ganancias y las emisiones de CO ₂ para el Caso 1: Blending.....	109

Lista de Figuras

Figura 1. Puntos de inserción de biocombustibles en la producción de combustibles derivados del petróleo.	17
Figura 2. Participación de los principales cultivos con mayor área sembrada en Colombia.....	21
Figura 3. Puntos de entrada de recursos de biomasa en la infraestructura petrolera existente	29
Figura 4. Esquema del coprocesamiento en la unidad de craqueo catalítico fluidizado.....	32
Figura 5. Efecto del porcentaje de mezcla de aceite vegetal en los rendimientos.	33
Figura 6. Estabilidad de oxidación para la gasolina producida a partir de la mezcla de VGO con aceites vegetales.....	33
Figura 7. Esquema del coprocesamiento en la unidad de hidrot ratamiento DHT.	34
Figura 8. Esquema del coprocesamiento en la unidad HC.	36
Figura 9. Representación de un proceso de coprocesamiento tipo State-Task Network para el coprocesamiento de biomasa y crudo.	40
Figura 10. Representación de una variable binaria en un proceso de multiproductos (MP)	44
Figura 11. Etapas metodológicas del desarrollo del trabajo.	49
Figura 12. Superestructura postulada para el coprocesamiento y blending de bioaceites y/o biocombustibles en una refinería ya existente.	50
Figura 13. Diagrama de flujo rutas de coprocesamiento y blending en una refinería convencional.	51
Figura 14. Rendimientos de los modos de operación de las unidades de coprocesamiento (kbpd/kbpd).....	59
Figura 15. Diagrama de emisiones de CO ₂	67
Figura 16. Unidades de proceso de la superestructura planteada.	80
Figura 17. Desglose de costos del caso base.....	82
Figura 18. Compra de crudo para el caso base.	82
Figura 19. Producción de la refinería en el caso base.	83
Figura 20. Ingresos generados por los productos obtenidos en el caso base (MMUSD)	84
Figura 21. Flujo de entrada en las diferentes unidades de refinación en el caso base (kbpd)	85
Figura 22. Emisiones de CO ₂ de la refinería convencional (caso base).	85
Figura 23. Comparación de costos entre el Caso 1: Blending de biocombustibles vs el caso base.	87

Figura 24. Cambio del flujo de entrada de crudo a las unidades de refinación en el Caso 1: Blending con respecto al caso base.....	88
Figura 25. Cambio en la demanda de crudos en el Caso 1: Blending, con respecto al caso base.	89
Figura 26. Emisiones de CO ₂ en el Caso 1: Blending con respecto al caso base.	89
Tabla 27. Cambio del flujo de entrada a las unidades de refinación en el Caso 3: DHT respecto al caso base.	91
Figura 28. Cambio en las emisiones de CO ₂ en el Caso 3: DHT respecto al caso base.	92
Figura 29. Comparación de costos reportados en el Caso 4: HC respecto al caso base	93
Figura 30. Cambio del flujo de entrada a las unidades de refinación en el Caso 4: HC respecto al caso base.	94
Figura 31. Cambio de emisiones de CO ₂ en el Caso 4: HC con respecto al caso base.	94
Figura 32. Cambio del flujo de entrada a las unidades de refinación en el Caso 5: FCC + DHT respecto al caso base.	95
Figura 33. Cambio en la demanda de crudos en el Caso 5: FCC + DHT respecto al caso base...	96
Figura 34. Cambio de emisiones de CO ₂ en el Caso 5: FCC + DHT respecto al caso base.....	96
Figura 35. Comparación de costos reportados en el Caso 6: FCC + HC respecto al caso base ...	97
Figura 36. Cambio del flujo de entrada a las unidades de refinación en el Caso 6: FCC + HC respecto al caso base.	98
Figura 37. Cambio de emisiones de CO ₂ en el Caso 6: FCC + HC respecto al caso base.	99
Figura 38. Cambio del flujo de entrada a las unidades de refinación en el Caso 7: DHT + HC respecto al caso base.	100
Figura 39. Cambio de emisiones de CO ₂ en el Caso 7: DHT + HC respecto al caso base.....	100
Figura 40. Cambio del flujo de entrada a las unidades de refinación en el Caso 8: FCC + DHT + HC respecto al caso base.....	101
Figura 41. Cambio de emisiones de CO ₂ en el Caso 8: FCC + DHT + HC respecto al caso base.	102
Figura 42. Producción de la refinería en todos los escenarios de evaluación.....	103
Figura 43. Demanda de crudos en cada escenario de evaluación	104
Figura 44. Flujo de entrada de biocombustibles al proceso por escenario	105
Figura 45. Distribución de costos y VPN en cada caso de estudio.....	106
Figura 46. Emisiones de CO ₂ asociadas a cada etapa del proceso en cada caso de estudio.....	107

Figura 47. Comparación del VPN y emisiones de CO₂ para todos los casos de estudio..... 108

Lista de Apéndices

Apéndice A. Nomenclatura de los parámetros y variables utilizadas en el modelo de la superestructura. 126

Apéndice B. Resultados de todos los escenarios de evaluación. 129

Glosario

AGO: Gasóleo atmosférico [kbpd]	Fcc_nbut: n-butano producido en FCC [kbpd]
ARO: Contenido de Aromáticos (% vol.).	FFB PALM: Fruto de palma fresco [kton]
CIN: Índice de Cetano.	GOHT_FCC: Hidrotratamiento de gasóleo para FCC
DHT: Hidrotratamiento	Goht_fcc_coke: Coque producido en GOHT_FCC [kbpd]
Dht_ds: Diesel producido en DHT [kbpd]	Goht_fcc_hco: Crudo de ciclo pesado producido en GOHT_FCC [kbpd]
Dht_feed: Flujo de alimentación de DHT [kbpd]	Goht_fcc_lco: Crudo de ciclo ligero producido en GOHT_FCC [kbpd]
Dht_n: nafta producida en DHT [kbpd]	Goht_fcc_n: nafta producida en GOTH_FCC [kbpd]
Dht_nbut: n-butano producido en DHT [kbpd]	Goht_fcc_nbut: n-butano producido en GOHT_FCC [kbpd]
Ds: Diesel [kbpd]	GOHT_HC: Hidrotratamiento de gasóleo para HC
FCC: Craqueo catalítico fluido	Goht_hc_ds: Diesel producido en GOHT_HC [kbpd]
Fcc_coke: Coque producido en FCC [kbpd]	
Fcc_hco: Crudo de ciclo pesado producido en FCC [kbpd]	
Fcc_lco: Crudo de ciclo ligero producido en FCC [kbpd]	
Fcc_n: Nafta producida en FCC [kbpd]	

Goht_hc_n: nafta producida en GOTH_HC
[kbpd]

Goht_hc_nbut: n-butano producido en
GOHT_HC [kbpd]

HC: Hidrocraqueo catalítico

Hc_diesel: Diesel producido en HC [kbpd]

Hc_feed: Flujo de alimentación al mezclador
previo a HC [kbpd]

Hc_hn: nafta pesada producida en HC
[kbpd]

Hc_kero: Queroseno producido en HC
[kbpd]

Hc_ln: nafta liviana producida en HC [kbpd]

Hc_nbut: n-butano producido en HC [kbpd]

Hgo: Gasóleo pesado [kbpd]

Hn: Nafta pesada [kbpd]

Kero: Queroseno [kbpd]

kerosene: Queroseno [kbpd]

Lgo: Gasóleo liviano [kbpd]

Ln: Nafta liviana [kbpd]

Ls: Livianos [kbpd]

Mix_fcc: Flujo de entrada a FCC [kbpd]

Mix_hc: Flujo de entrada a HC [kbpd]

Mix_n: Mezcla de nafta [kbpd]

Mix_nbut: Mezcla de n-butano [kbpd]

MON: corresponde a las siglas de número de
octano en el motor.

NHT: Hidrotratamiento de nafta

Nht_feed: Flujo de entrada a NHT [kbpd]

Nht_hn: nafta pesada producida en NHT
[kbpd]

Nht_nbut: n-butano producido en NHT
[kbpd]

POUR: punto pour [psig].

Ref_nbut: n-butano producido en reformado
[kbpd]

Refined palm oil: Aceite de palma refinado
[kbpd]

Reformate: Reformado [kbpd]

Reformer: Unidad de reformado

RHT: Hidrotratamiento de residuo

Rht_ds: Diesel producido en RHT [kbpd]

Rht_n: Nafta producido en RHT [kbpd]

Rht_nbut: N-butano producido en RHT

[kbpd]

RON: Número de octano.

Rsd: Residuo [kbpd]

RVI: Presión de Vapor Reid.

SG: Gravedad específica.

SUL: Sulfuros (ppm)

Sunflower oil: Aceite de girasol [kbpd]

Resumen

Título: Análisis de alternativas para la descarbonización de procesos de refinación de crudo por medio de programación matemática. *

Autor: Clara Cecilia Ballesteros Rodríguez**

Palabras Clave: Programación No Lineal Mixta Entera, Coprocesamiento, Blending, Descarbonización.

Descripción: En esta investigación, se abordó el problema de optimización de la planificación de una refinería para evaluar diferentes puntos de inserción de biocombustibles mediante alternativas de coprocesamiento y blending en una refinería convencional. El objetivo de la optimización es seleccionar la alternativa que logre el mayor Valor Presente Neto (VPN), así como evaluar la reducción de CO₂ obtenida.

El análisis de alternativas de inserción de biocombustibles se formuló como un problema de síntesis de proceso, por el cual se estableció una superestructura que encapsula la planificación de una refinería convencional integrando tres rutas de proceso de coprocesamiento: aceite refinado de palma (AFP) tanto en FCC como en DHT y aceite de girasol (AG) en HC, así como blending de biodiésel con diésel y de bioetanol con gasolina. Se formuló un modelo MINLP para maximizar el VPN de todo el proceso por escenario de evaluación, los cuales se resolvieron exitosamente con GUROBI obteniendo soluciones óptimas.

Se evaluaron las tres alternativas de coprocesamiento individualmente y se consideró la combinación de estos escenarios con el fin de evaluar la posibilidad de coprocesamiento en simultáneo. El blending únicamente se evaluó de forma individual. De los ocho escenarios evaluados en este trabajo las vías de inserción de biocombustibles que cumplieron con la demanda de producción fueron el Caso 1: Blending, Caso 2: FCC y Caso 3 DHT. De estas tres alternativas el Caso 1: Blending se destacó como la alternativa óptima, pues es la que desplaza mayor flujo de crudo (22.27 kbpd) con respecto al caso base y la que presenta la mayor disminución de emisiones en comparación con los otros escenarios, con un costo por disminución de 1 kton de CO₂ de \$0.76 MMUSD/día.

* Análisis de alternativas para la descarbonización de procesos de refinación de crudo por medio de programación matemática.

**Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Débora Alcida Nabarlatz PhD. Codirector: Andrés Joaquín Calderón, PhD. Ariel Uribe Rodríguez, PhD

Abstract

Title: Analysis of Alternatives for the Decarbonization of Crude Oil Refining Processes through Mathematical Programming*

Author: Clara Cecilia Ballesteros Rodríguez**

Key Words: Mixed-Integer Nonlinear Programming, Coprocessing, Blending, Decarbonization.

Description: In this research, a refinery planning optimization problem was addressed to evaluate different biofuel insertion points through co-processing and blending alternatives in a conventional refinery. The objective of the optimization is to select the alternative that achieves the highest CO₂ reduction along with the highest Net Present Value (NPV).

The analysis of biofuel insertion alternatives was formulated as a process synthesis problem, whereby a superstructure was established that encapsulates the planning of a conventional refinery integrating 3 co-processing process routes: refined palm oil (AFP) in both FCC and DHT and sunflower oil (AG) in HC; and blending of biodiesel with diesel and bioethanol with gasoline. A MINLP model was formulated to maximize the NPV of the whole process per evaluation scenario, which were successfully solved with GUROBI obtaining optimal solutions.

Three co-processing alternatives were evaluated individually, and the combination of these scenarios was considered to evaluate the possibility of simultaneous co-processing. Blending was only evaluated individually. Of the 8 scenarios evaluated in this work, the biofuel insertion pathways that met the production demand were Case 1: Blending, Case 2: FCC and Case 3: DHT. Of these three alternatives, Case 1: Blending stood out as the optimal alternative, since it is the one that displaces the greatest flow of crude oil (22.27 kbpd) with respect to the base case and presents the greatest reduction in emissions compared to the other scenarios, with a cost per reduction of 1 kton of CO₂ of \$0.76 MMUSD/day.

* Analysis of alternatives for the decarbonization of crude oil refining processes through mathematical programming.

** Faculty of Physical-Chemical Engineering. Chemical Engineering School. Director: Débora Alcida Nabarlatz PhD. Codirector: Andrés Joaquín Calderón, PhD. Ariel Uribe Rodríguez, PhD.

Introducción

Colombia se ha fijado una meta ambiciosa: reducir sus emisiones de gases de efecto invernadero en un 51% para el año 2030, tomando como referencia los niveles de 2015 (Min Ambiente, 2020). En la actualidad, el país emite aproximadamente 267 millones de toneladas de carbono al año, y la meta es reducir esta cifra a 169 millones de toneladas (Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible, 2020). El uso de biocombustibles es una solución fundamental para reducir las emisiones en el país pues por su composición química, se integran fácilmente con la tecnología existente, lo que permite su implementación inmediata sin construir infraestructuras o sistemas complejos. Además, asegura un suministro energético estable, lo cual es especialmente relevante dada la escasez de reservas de petróleo. Su viabilidad económica y ambiental permite un reemplazo progresivo de los combustibles fósiles.

Mediante la implementación de decretos de ley, como el Decreto 2629 DE 2007 por medio del cual se dictan disposiciones para promover el uso de biocombustibles en el país, así como medidas aplicables a los vehículos y demás artefactos a motor que utilicen combustibles para su funcionamiento (Ministerio de Minas y energía, 2007), Colombia ha abierto las puertas a la introducción de biocombustibles mediante su mezcla con combustibles derivados del petróleo, en un proceso conocido como blending. Estas mezclas han mostrado una gran versatilidad, ya que mejoran el rendimiento y la capacidad de ignición cuando se combinan bioetanol con gasolina (10% v/v) y biodiesel con diésel (10% v/v), además de reducir las emisiones de carbono. Debido al blending de bioetanol obtenido a partir de caña de azúcar con gasolina, y de biodiesel de palma

aceitera con diésel, Colombia logró reducir las emisiones a la atmósfera en 2,73 millones de toneladas de CO₂ eq y 681 toneladas de material particulado (Portafolio, 2022).

La adopción de biocombustibles ha impulsado considerablemente la producción interna. En 2008, se producían 700,000 litros diarios de bioetanol y 300,000 litros diarios de biodiésel en el país. Hoy en día, esta cifra ha experimentado un notable aumento, alcanzando a cubrir la demanda total de biocombustibles con 3,243,340 de litros diarios (Fedebiocombustibles, 2023). Este crecimiento refleja una capacidad de producción nacional prometedora, en línea con el aumento de la demanda de estos combustibles.

Sin embargo, el sector de biocombustibles enfrenta desafíos importantes, especialmente en cuanto a la inversión inicial en infraestructura, maquinaria y talento humano. La rentabilidad de estas inversiones depende de alcanzar una escala de producción lo suficientemente grande como para reducir los costos unitarios. Para lograr estas escalas, es necesario realizar inversiones complementarias a lo largo de toda la cadena comercial (Galvis, 2021).

Por consiguiente, el pronóstico de un incremento del 33% en la demanda de gasolina y del 12% en la de diésel para el año 2035 (UPME, 2022), abre la posibilidad de explorar otras tecnologías que faciliten la integración de biocombustibles en la cadena de producción de combustibles derivados del petróleo.

Una tecnología prometedora en esta dirección es el coprocesamiento de biocombustibles intermedios (bioaceites) en refinerías existentes para producir combustibles de hidrocarburos con contenido parcialmente renovable (Bhatt et al., 2020). Se reconoce como una solución altamente prometedora en comparación con otros métodos de mejora convencionales debido a su menor necesidad de inversión de capital, alta capacidad de producción y su mayor eficiencia en la generación de combustibles (Han et al., 2021). El desafío sería determinar si el coprocesamiento es económicamente factible para las refinerías de petróleo (Ali et al., 2021), y si representa una ventaja económica y ambiental en comparación con una refinería convencional con blending de biocombustibles.

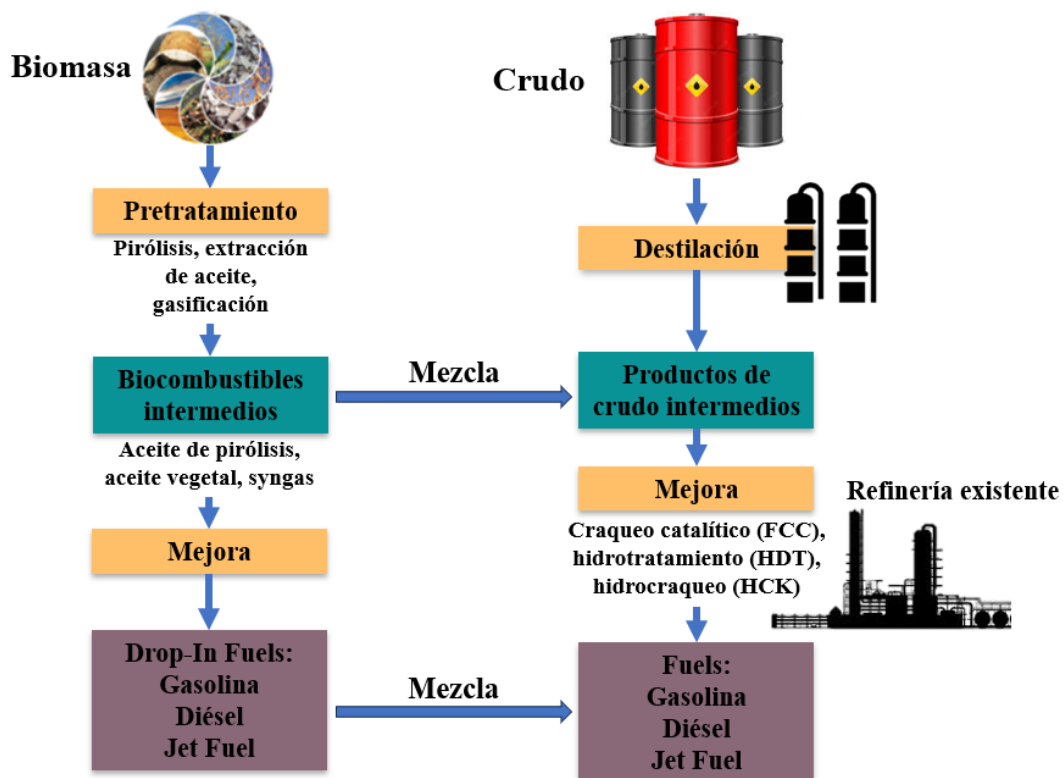
Cada ruta de coprocesamiento implica la selección de la biomasa adecuada, el proceso de transformación de esa biomasa en biocombustible y la identificación de la unidad de refinación correspondiente donde se realizará el coprocesamiento (Figura 1).

La diversidad y flexibilidad en los procesos de refinación complican la selección de la ruta de coprocesamiento más adecuada para una refinería en Colombia. Cada refinería tiene un diseño y configuración únicos, adaptados a las materias primas disponibles, los productos finales deseados y las tecnologías empleadas. Además, se debe tener en cuenta la oferta de materia prima para asegurar una producción eficiente. Esta combinación de factores requiere una evaluación detallada para elegir la ruta de coprocesamiento que mejor se ajuste a las características específicas de cada instalación. Para tomar esta decisión sobre la inclusión de biocombustibles en el coprocesamiento, es crucial considerar inicialmente las principales unidades de refinación

disponibles, que incluyen: Craqueo Catalítico Fluido (Fluid Catalytic Cracking, FCC), Hidrotratamiento Catalítico (Hydrotreating, DHT) e Hidrocraqueo Catalítico (Hydrocracking, HC).

Figura 1

Puntos de inserción de biocombustibles en la producción de combustibles derivados del petróleo.



Nota: Extraído de *Biomass-to-bioenergy and biofuel supply chain optimization: Overview, key issues, and challenges*, por (Yue et al., 2014).

La inserción de materias primas derivadas de biomasa en el proceso FCC es económicamente atractiva debido a que el craqueo catalítico no demanda hidrógeno extra, es flexible al cambio de alimentación y no requiere grandes modificaciones (Lindfors et al., 2022). El objetivo del DHT es eliminar impurezas presentes en los productos intermedios del crudo, como sulfuros y nitrógeno, mediante la acción de un catalizador y la adición de hidrógeno. En caso de que se alimenten bioaceites, el DHT también elimina el alto contenido de compuestos oxigenados. Por otro lado, el HC combina el craqueo catalítico con la hidrogenación, donde las materias primas de hidrocarburos se craquean en presencia de hidrógeno para producir productos combustibles más livianos (Al-Sabawi & Chen, 2012). La incorporación de biocombustibles en la unidad de hidrocrqueo permite aprovechar la capacidad del proceso para manejar una variedad de materias primas, mejorando la flexibilidad y eficiencia en la producción de combustibles.

Considerando las tres unidades de coprocesamiento, se ha seleccionado una ruta de proceso para cada una de ellas. Las rutas de coprocesamiento consideradas estaban previamente establecidas en la bibliografía y se priorizaron aquellas desde las cuales se pudiera asegurar el suministro de biomasa dentro del país. Por lo tanto, se seleccionó el coprocesamiento de aceite de palma en los procesos de FCC y DHT, ya que Colombia se posiciona como el quinto mayor exportador de este aceite a nivel global y el mayor productor de América Latina (Pérez Restrepo, 2023).

De las opciones de coprocesamiento disponibles en la literatura para HC, el aceite de girasol se destaca como la ruta que garantiza un suministro adecuado de materia prima. Colombia tiene una producción estable de este aceite, con 1.75 millones de toneladas producidas en 2021

(Fedepalma , 2022), lo que permitió algunas exportaciones anuales. Además, la oferta de aceite de girasol en el país representa aproximadamente el 71% del total del mercado de aceites, la cual se satisface entre la producción nacional e importaciones principalmente de Bolivia, Argentina y Ecuador, asegurando así un suministro constante de aceite de girasol en Colombia (Treid, 2022).

La evaluación óptima de alternativas para la inserción de biocombustibles debe considerar la planificación integral de la refinería, puesto que es esencial coordinar el suministro de petróleo crudo, la flexibilidad de los procesos de la refinería y la demanda del mercado de productos petrolíferos (Su, Bernal, Grossmann, & Tang, 2023). Por lo tanto, optimizar la operación de una refinería es fundamental al integrar tecnologías de coprocesamiento y blending.

En este contexto, se planteó evaluar 3 vías de coprocesamiento de bioaceite en las unidades de refinación de petróleo, junto con las opciones de blending de biocombustibles actualmente implementadas en Colombia (específicamente blending de bioetanol con gasolina y de biodiésel con diésel); la estrategia empleada para abordar este problema de planificación se basa en la optimización simultánea mediante programación matemática. El objetivo es determinar la topología óptima de proceso, desde el punto de vista económico y ambiental para su implementación en una refinería convencional.

Las estrategias de programación matemática para la síntesis de procesos tienen la ventaja de realizar una optimización simultánea tanto de la configuración como de las condiciones de funcionamiento (Yeomans & Grossmann, 1999). La mayoría de la investigación sobre

optimización de refinerías aborda de manera independiente cada una de las siguientes operaciones: programación de petróleo crudo, planificación de refinerías, mezcla de productos petrolíferos y programación de productos petrolíferos (Shah & Ierapetritoi, 2011). Hasta el momento, no se ha realizado ningún estudio que aborde la optimización integrada de la planificación de refinerías para evaluar tecnologías de inserción de biocombustibles en Colombia.

La optimización de alternativas de coprocesamiento y blending a partir de un modelo de programación matemática requirió la postulación de una superestructura que incluye todas las posibles rutas de coprocesamiento y blending en una refinería convencional. Para la formulación de un modelo de optimización para la planificación de esta superestructura se incorporaron diversos factores: el balance de masa de cada ruta de proceso, los costos de los servicios industriales, los costos de adquisición de equipos de pretratamiento y biomasa, el transporte de biomasa, oferta de crudo, demanda de productos, entre otros. El objetivo principal de este modelo de optimización de un período es maximizar el valor presente neto (VPN). Este enfoque requirió el uso de variables discretas para representar las opciones de operación de los equipos, lo que llevó a la formulación de un modelo de programación no lineal entero mixto (MINLP). Finalmente, una vez optimizado el modelo, se evaluaron las emisiones de CO₂ generadas en cada alternativa, permitiendo evaluar los impactos ambientales de las alternativas planteadas.

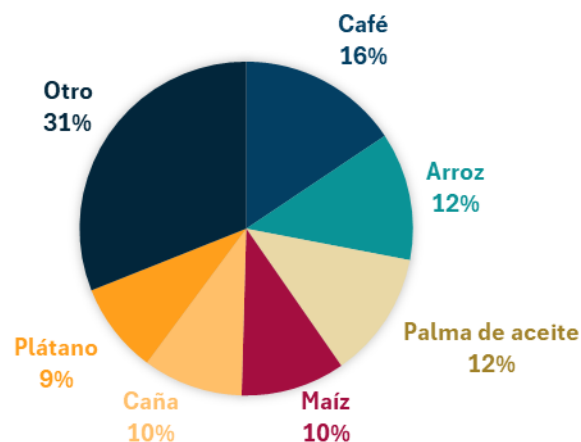
1 Revisión bibliográfica

1.1 Biomasa

Colombia está estratégicamente ubicada para la producción a gran escala de cultivos como la caña de azúcar y la palma aceitera, gracias a su geografía favorable. La diversidad de temporadas de cosecha a lo largo del año genera un flujo constante de biomasa, un recurso que podría ser aprovechado para la producción de energía. Dado que se estima que el uso de biomasa para la producción de energía en el país tendrá un impacto de tan solo el 4% en los indicadores de seguridad alimentaria para el año 2030, es fundamental seguir incentivando el desarrollo de este sector (Martínez-Jaramillo, Arango-Aramburo, & Giraldo-Ramírez, 2019). Por otro lado, el potencial futuro de suministro técnico de biomasa en el país es significativo, estimado en hasta 500 PJ (ProColombia, 2023), lo que equivale a 0.67 veces el consumo total de energía final en 2023 (ObservadoresCol, 2024).

Figura 2

Participación de los principales cultivos con mayor área sembrada en Colombia



Nota: Extraído de *Evaluaciones agropecuarias 2019-2022*, por (Ministerio de Agricultura, 2022).

Actualmente los principales cultivos de mayor siembra en Colombia son café, arroz, palma de aceite, maíz, caña y plátano en un total de 5,412,863 ha en 2022 (Figura 2). El cultivo de mayor producción de biomasa en 2022 fue la caña de azúcar con un total de 44 millones de toneladas, seguido del plátano (5 Mton), papa (4 Mton), arroz (4 Mton), banano (3 Mton), yuca (2 Mton) y la palma de aceite (2 Mton) (Ministerio de Agricultura, 2022).

1.2 Biocombustibles

Los biocombustibles líquidos renovables más utilizados son el bioetanol y el biodiésel, los cuales se elaboran a partir de material vegetal y elementos reciclados de la cadena alimentaria. El biodiésel, por su composición, es una alternativa al diésel, mientras que el bioetanol es un aditivo/sustituto de la gasolina. Estos combustibles son biorenovables, ya que emiten menos sustancias tóxicas y contaminantes y tienen un punto de inflamación más bajo que los combustibles fósiles. Además, son fácilmente biodegradables por lo que resultan especialmente favorables para el medio ambiente (Demirbas, 2009).

En Colombia, la producción de biocombustibles se desarrolla en un contexto donde convergen dos sectores agroindustriales clave: el sector azucarero, que produce bioetanol, y el sector palmero, que produce biodiesel. Este vínculo se explica por la capacidad instalada y las características propias del sector azucarero y de la industria de la palma. Otras razones que contribuyen a esta relación incluyen las mayores tasas de rendimiento productivo de estas materias

primas, su ubicación estratégica y la consolidación industrial de estos insumos en comparación con otras alternativas disponibles (Palacio-Ciro & Vasco-Correa, 2020).

1.2.1 Biocombustibles intermedios

1.2.1.1 Aceite de palma refinado

El cultivo de palma cuenta con 664 mil ha sembradas a nivel nacional (Ministerio de Agricultura, 2022), siendo el sector agrícola con mayor crecimiento en la última década en el país. La producción en 2022 alcanzó una cifra histórica de 1.77 millones de toneladas de aceite crudo de palma (ACP) y un valor de \$9.71 billones en ventas. El 74% de las ventas se realizaron en el mercado local y el 26% restante en el mercado internacional. Dentro de los 1,3 millones de toneladas vendidas en el mercado local, 44% tuvo como destino el biodiésel, 47% el consumo humano y 7% la industria de alimentos concentrados (Ministerio de Agricultura, 2023).

El aceite de palma se obtiene del mesocarpio del fruto de la semilla de la palma africana. El proceso comienza con la esterilización de la semilla en autoclaves, ablandando la cáscara del fruto para facilitar la separación del aceite de la cáscara de la nuez. Posteriormente, se separa el fruto del racimo mediante un tambor rotatorio, y el fruto se lleva al digestor para su maceración, mientras que el racimo se utiliza como abono en las plantaciones de palma. Una vez que el fruto ha sido macerado, se extrae el aceite mediante prensas de tornillo sinfín. El aceite se clarifica por centrifugación y se elimina el exceso de humedad mediante secado.

Posteriormente, el aceite de palma se refina, separando las partículas sólidas por centrifugación y eliminando las gomas y/o fosfolípidos mediante ácido fosfórico al 85% o ácido cítrico al 50% de pureza. También se eliminan los pigmentos del aceite para mejorar su aspecto mediante el contacto con tierras adsorbentes (como carbón activado, arcillas o silicatos). El aceite pasa por una destilación con arrastre de vapor para eliminar los ácidos grasos libres presentes, se enfría para cristalizar las ceras y se filtra para eliminarlas (Cubides & Mallama, 2017). Las propiedades del aceite de palma refinado consideradas en este proyecto se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1

Propiedades del aceite de palma refinado

Densidad (g/mL)	0.9236*
Contenido de sulfuro (mg/kg)	0.08*
Conversión (ton aceite / ton de fruto)	0.204**

*Fuente: (De Paz Carmona et al., 2019)

**Fuente: (Yáñez et al., 2020)

1.2.1.2 Aceite de girasol

Aunque en Colombia la producción de aceite de girasol es estable y permite exportaciones anuales, la alta demanda de otros tipos de aceites como el de soya, oliva o coco dificulta la competencia de los productores. Por ello, prefieren enfocar sus cultivos en otros productos que ofrezcan mayor rentabilidad. Entre enero y agosto de 2021, Colombia importó aceite de girasol por 43 millones de dólares, procedente de Bolivia, el 73% del total importado. Le siguieron en

menor medida Argentina, con un 14%, y Ecuador, con un 6% (Treid, 2022). Dado que el aceite de girasol es uno de los más económicos en comparación con el de oliva, coco, canola, ajonjolí y aguacate, y al ser importado de países cercanos, se ha considerado su uso para el coprocesamiento en lugar de otras alternativas que utilizan madera como biomasa.

El proceso de producción de aceite de girasol empieza con la limpieza de las semillas a partir de tambores rotatorios, eliminándose residuos de estacas, tallos, hojas y demás desechos. Una vez completada la limpieza, se colocan las semillas a exposición solar con el fin de dar plasticidad a la semilla, insolubilizar los fosfatos y destruir las bacterias y mohos. Posteriormente se separa la cáscara de la semilla por el impacto de aire a contracorriente, luego se prensa la semilla en tornillos sinfín extrayendo el aceite y su residuo es la torta de girasol (Guerrero, 2016). Las propiedades del aceite de girasol tenidas en cuenta en este proyecto se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2

Propiedades del aceite de girasol

Densidad (g/mL)	0.89*
Contenido de sulfuro (mg/kg)	0.08*
Conversión (ton aceite / ton de semilla)	0.4*

*Fuente: (Bezergianni et al., 2009)

**Fuente: (Guerrero, 2016)

1.2.2 Biocombustibles utilizados para blending

1.2.2.1 Mezcla Bioetanol – gasolina

Por lo general, se agrega etanol a la gasolina para mejorar el rendimiento y disminuir las emisiones del motor. La tasa de combustión de la mezcla mejora debido al alto contenido de oxígeno en el etanol (Badrawada & Susastriawan, 2019). Al mezclar bioetanol con gasolina, la nomenclatura del porcentaje de etanol se establece como E seguido del porcentaje en mezcla.

La fuente con mayor potencial para la generación de bioetanol en Colombia es la caña de azúcar (Vega et al., 2024) con 9,000 litros por hectárea frente a otras materias primas como remolacha 5,000 (L/ha), yuca 4,500 (L/ha) y maíz 3,200 (L/ha) (Orjuela et al., 2011). La producción de bioetanol de caña se produce a partir de los procesos de fermentación de los azúcares presentes por la acción de levaduras obteniendo mosto o vino fermentado que contiene alcohol, agua, sólidos y levadura. El vino fermentado se destila para obtener alcohol de mayor pureza (96% v/v), el cual se deshidrata para que pueda ser usado como combustible (Ibarra Vega & Olivar Tost, 2018).

1.2.2.2 Mezcla Biodiésel-diésel

En cuanto a los sustitutos renovables del gasóleo, el biodiésel de ésteres metílicos de ácidos grasos (Fatty Acid Methyl Ester, FAME) parece ser el más popular, ya que sus propiedades son similares a las del gasóleo mineral y puede utilizarse en motores diésel convencionales sin modificaciones significativas. Es bien sabido que el biodiésel no es tóxico, no contiene aromáticos,

tiene mayor biodegradabilidad que el diésel fósil, es menos contaminante para el agua y el suelo y no contiene azufre. Ofrece un manejo más seguro en su forma pura y muestra una menor toxicidad oral y dérmica, así como de compuestos mutagénicos y cancerígenos (Kalligeros et al., 2003).

Las composiciones de los biocombustibles tipo diésel varían mucho según la materia prima utilizada para producir combustible. Muchas de estas composiciones hacen que los combustibles sean inadecuados para aplicaciones específicas. Sin embargo, si se mezclan estos combustibles con combustibles diésel derivados del petróleo, sus propiedades pueden mejorarse para cumplir con los requisitos específicos comerciales (Anitescu & Bruno, 2011).

El cultivo oleaginoso más utilizado para la producción de biodiesel en Colombia es la Palma Africana, con una superficie potencial para cultivos de 150,000 Ha. La tecnología más aplicada en Colombia para la generación de biodiesel es la transesterificación ya que es un proceso rápido y con altos rendimientos. En este proceso, el aceite vegetal reacciona con un alcohol utilizando un catalizador, que en Colombia es principalmente hidróxido de sodio o potasio (Vega et al., 2024) debido a su bajo costo, disponibilidad en el mercado y alto rendimiento (Lopez et al., 2015).

En comparación con el etanol y el biodiésel, los biocombustibles avanzados (sustitutos de combustibles derivados de hidrocarburos producidos a partir de bio-aceites) tienen la ventaja de que son compatibles con la infraestructura existente. Conocidos como "drop-in fuels", los biocombustibles de hidrocarburos pueden servir como sustitutos del petróleo en las refinerías,

tanques, oleoductos, bombas, vehículos y motores ofreciendo una mayor densidad energética que el etanol (Yue et al., 2014).

Con el objetivo de valorizar los bio-aceites para la producción de biocombustibles de hidrocarburos, surgen grandes oportunidades para aprovechar la infraestructura existente de las cadenas de suministro de petróleo (principalmente unidades de refinería y oleoductos). Esto permitiría ahorrar cantidades considerables de capital y costos operativos en comparación con los procesos actuales de producción en Colombia (Yue et al., 2014). Además, la integración de las refinerías podría mejorar la rentabilidad de la producción de biocombustibles de hidrocarburos. A través de una estrategia de coprocesamiento, los biocrudos podrían funcionar como productos intermedios que se venderían a las refinerías para su procesamiento adicional hasta convertirlos en combustibles terminados (Dyk et al., 2019).

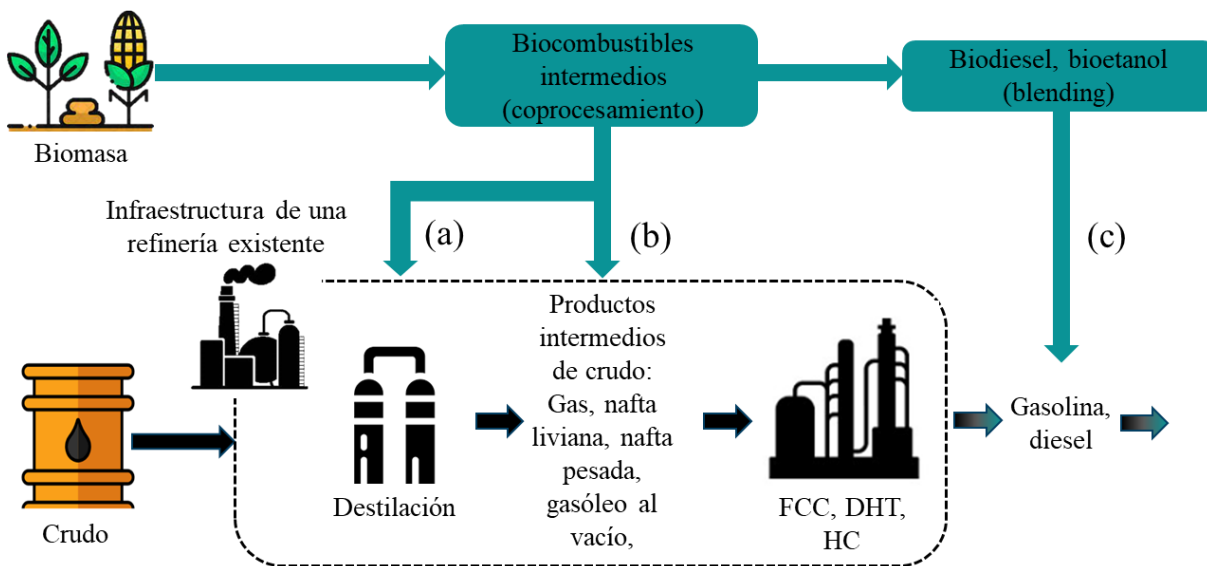
Asimismo, los procesos de conversión de los biocombustibles de hidrocarburos también pueden dar lugar a una amplia gama de bioproductos que pueden sustituir a los productos petroquímicos especiales, ayudando a sustituir el barril de petróleo completo y mejorando la sostenibilidad económica y medioambiental de las biorrefinerías. Estos combustibles renovables son esencialmente idénticos a sus homólogos actuales derivados del petróleo en cuanto a propiedades, salvo que se derivan de fuentes de biomasa celulósica o biomasa de algas. Se cree que los combustibles avanzados de hidrocarburos son la próxima generación de biocombustibles, lo que ayudaría a reducir la huella de carbono y, potencialmente, la oferta y la volatilidad de los

precios en todos los sectores del transporte, aliviar los problemas de seguridad energética y crear oportunidades de empleo para una mayor igualdad social (Yue, You, & Snyder, 2014).

Muchas refinerías de petróleo tienen diferentes configuraciones y perfiles de productos, incluidos combustibles, productos químicos y asfaltos. Debido a estas variaciones, la idoneidad para la integración de biocombustibles intermedios puede diferir según la naturaleza del biocombustible y los productos finales deseados (Dyk et al., 2019). Como se muestra en la Figura 3, existen tres posibles puntos de inserción de biocombustibles en la infraestructura petrolera.

Figura 3.

Puntos de entrada de recursos de biomasa en la infraestructura petrolera existente



Nota: Extraído de *Assessing bio-oil co-processing routes as CO₂ mitigation strategies in oil refineries*, por (Yáñez, Meerman, Ramírez, Castillo, & Faaij, 2020)

Punto de inserción (a): Un biocrudo (por ejemplo, aceite de pirólisis) puede mezclarse con el petróleo crudo, enviarse a las unidades de destilación de crudo y finalmente, convertirse en productos de combustible a través de una serie de unidades de mejora.

Punto de inserción (b): Productos intermedios listos para la refinería que son compatibles con flujos específicos para su posterior procesamiento en la propia refinería, proceso conocido como coprocesamiento.

Punto de inserción (c): mezclar los biocombustibles con los combustibles fósiles convencionales en la refinería de petróleo y luego enviarlos a los clientes utilizando los oleoductos existentes, proceso conocido como blending (Yue, You, & Snyder, 2014).

Sin embargo, el punto de inserción (a) no se considera viable por tres razones principales: primero, requeriría que el bioaceite debe estar prácticamente libre de oxígeno, debido a que los procesos de destilación (atmosférica y al vacío) se utilizan para separar y no alterar químicamente las moléculas. En segundo lugar, el uso de este punto de inserción significa que los contaminantes se propagarían a toda la refinería. En tercer lugar, muchos bioaceites pueden contener compuestos no volátiles, como azúcares y fenoles oligoméricos, que no son adecuados para la destilación. Un aumento de la temperatura conduce a un aumento de la viscosidad y a la formación de residuos

sólidos debido a la naturaleza inestable de las materias primas biológicas (Yáñez, Meerman, Ramírez, Castillo, & Faaij, 2020).

1.3 Coprocesamiento

El coprocesamiento involucra una serie de reacciones químicas que tienen lugar entre las fracciones reactivas derivadas de la biomasa con las de los otros combustibles, que conducen a la formación de gasolina e hidrocarburos de la gama diésel en el producto líquido obtenido (Biswas & Sharma, 2021). Es decir, se refiere a una operación que introduce aceites derivados de materias primas biológicas, como el aceite de soja, el sebo, el aceite de cocina usado (UCO) o el aceite de pirólisis, en unidades de proceso específicas de refinerías de petróleo existentes, como las unidades de craqueo catalítico, hidrotratamiento, hidrocraqueo, entre otros, junto con flujos derivados del petróleo crudo.

1.3.1 Craqueo Catalítico Fluido (FCC)

El FCC es uno de los procesos importantes en una refinería y se usa para producir gasolina de alta calidad e hidrocarburos gaseosos a partir de gasóleo al vacío (VGO). La principal diferencia entre gasóleo al vacío (VGO) y el aceite vegetal es el oxígeno unido a los grupos carboxilo, ya que el VGO sólo contiene hidrocarburos (Bielansky, Weinert, Schönberger, & Reichhold, 2011). La inserción de materias primas derivadas de biomasa en el proceso FCC es económicamente atractiva, debido a que no demanda hidrógeno extra, es flexible al cambio de alimentación y no requiere grandes modificaciones (Lindfors, Elliott, Prins, Oasmaa, & Lehtonen, 2022).

El FCC coprocesa con éxito materias primas derivadas de biomasa y fracciones de petróleo, debido a que elimina el oxígeno presente en los biocomponentes en forma de CO/CO₂ y agua, mientras que el coque formado se quema para la regeneración del catalizador, donde el calor proveniente de la quema del coque proporciona calor al catalizador para llevar a cabo la reacción de craqueo endotérmico (Bezergiannia, Dimitriadis, Kikhtyanin, & D, 2018).

(Bielansky et al., 2011), estudiaron el desempeño de la mezcla de aceite de palma refinado con gasóleo al vacío en la unidad FCC tal como se muestra en la Figura 4. En este estudio se utilizó el catalizador comercial E-Ultima de Grace Davison, secado por pulverización ácida y recubierto parcialmente con cristales de zeolita ZSM-5, y se evaluó la influencia del aceite de palma en porcentajes de mezcla con gasóleo al vacío de 0 a 100% en intervalos de 20 %.

Figura 4.

Esquema del coprocesamiento en la unidad de craqueo catalítico fluidizado.

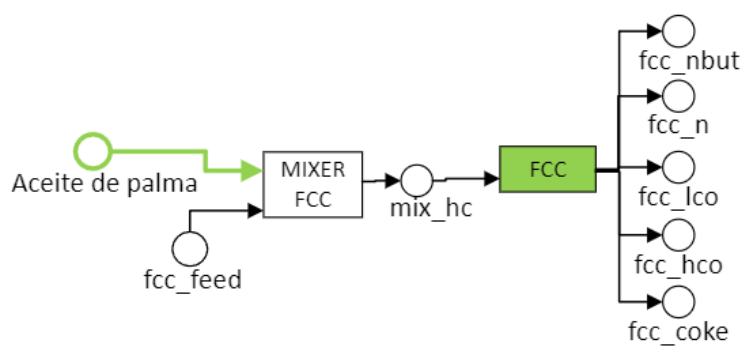
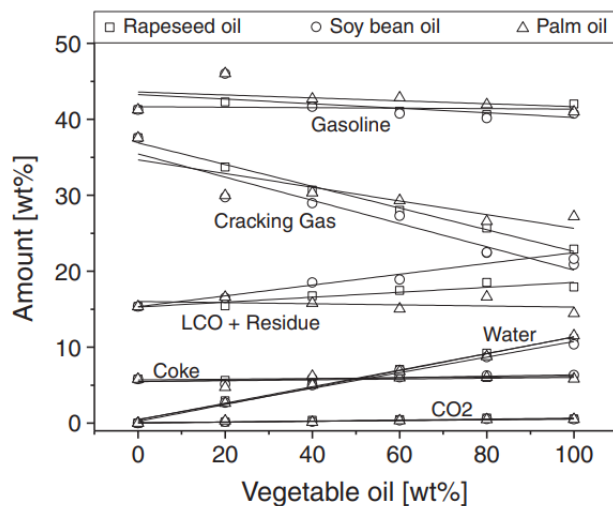


Figura 5.

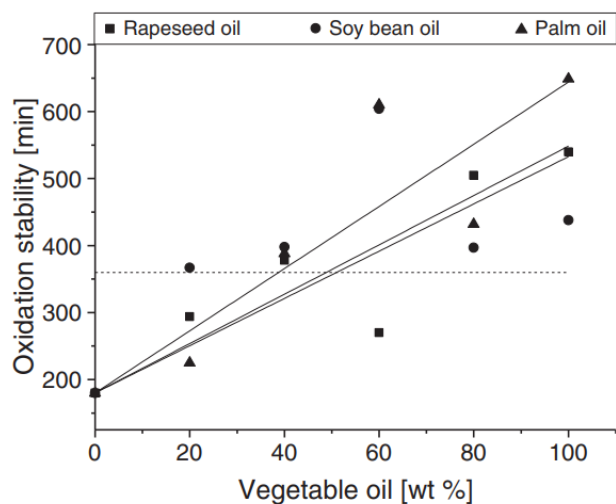
Efecto del porcentaje de mezcla de aceite vegetal en los rendimientos.



Nota: Extraído de *Catalytic conversion of vegetable oils in a continuous FCC pilot plant* por (Bielansky, Weinert, Schönberger, & Reichhold, 2011)

Figura 6.

Estabilidad de oxidación para la gasolina producida a partir de la mezcla de VGO con aceites vegetales.



Nota: Extraído de *Catalytic conversion of vegetable oils in a continuous FCC pilot plant* por (Bielansky, Weinert, Schönberger, & Reichhold, 2011)

La Figura 5 muestra el rendimiento por productos obtenidos en el estudio realizado por Bielansky et al. (2011), dependiendo del porcentaje de mezcla del bioaceite y el VGO. Para la elección del porcentaje de mezcla para el coprocesamiento de aceite de palma refinado y VGO, se evaluó la estabilidad de almacenamiento de la gasolina producida (Figura 6), y se determinó un porcentaje de mezcla del 5% con el fin de asegurar una estabilidad alta.

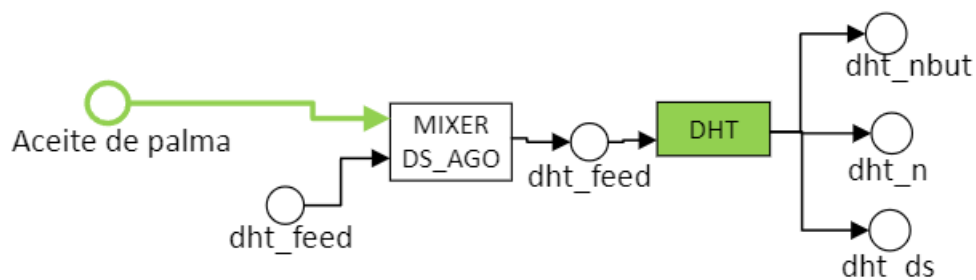
1.3.2 Hidrotratamiento Catalítico (DHT)

El hidrotratamiento catalítico tiene como objetivo eliminar los heteroátomos no deseados como azufre, nitrógeno y oxígeno, metales y la reducción de aromáticos (Bezergianna, Dimitriadis, Kikhtyanin, & D, 2018). El coprocesamiento de triglicéridos provenientes del aceite de palma refinado junto con la alimentación convencional en la unidad de Hidrotratamiento Catalítico (DHT) produce biocombustible parafínico, conocido como diésel verde, así como nafta y n-butano (Figura 7). Este proceso mejora propiedades como la densidad y la inflamabilidad, y es atractivo porque permite el uso de catalizadores convencionales.

En el proceso DHT, primero, la molécula se satura por hidrogenación, seguidamente la molécula se rompe produciendo propano y moléculas de ácidos carboxílicos como productos intermedios. Luego se lleva a cabo la hidroxigenación (produciendo moléculas de agua y parafinas), hidroxilación (produce moléculas de CO_2 y parafinas) e hidroxilación (liberando parafinas, moléculas de CO y H_2O) (De Paz Carmona et al., 2019).

Figura 7.

Esquema del coprocesamiento en la unidad de hidrotratamiento DHT.



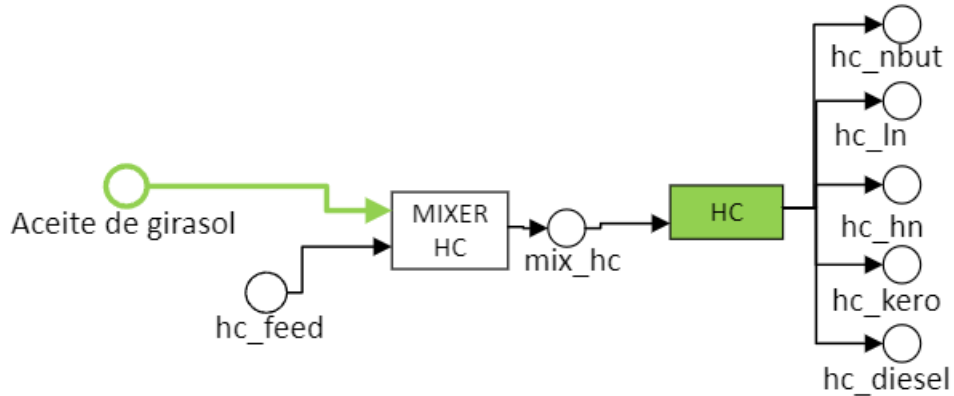
El hidrotratamiento de los triglicéridos produce biocombustible parafínico, llamado diésel verde, mejorando propiedades como la densidad y la flamabilidad. En esta ruta de coprocesamiento, (De Paz Carmona et al., 2019) estudiaron el comportamiento de las propiedades del producto y la actividad del catalizador a partir de altos porcentajes de mezcla de bioaceite y gasóleo. El experimento se llevó a cabo con 20% de aceite de palma refinado, en una mezcla convencional de NiMo/Al₂O₃ (121–122 mL) y SiC en una relación volumétrica (1:1), con hidrógeno comercial estándar (H₂ >99vol%). Según los autores, el oxígeno contenido en los triglicéridos aumentó la demanda de hidrógeno, donde para el coprocesamiento de aceite de palma con gasóleo, el consumo fue de 2.29 kg H₂/bbl. El aceite de palma refinado utilizado en esta unidad tiene las mismas propiedades que el aceite alimentado en la unidad FCC.

1.3.3 Hidrocraqueo Catalítico (HC)

El hidrocraqueo catalítico es un proceso de conversión que principalmente reduce el punto de ebullición de las fracciones del petróleo (Bezergiannia et al., 2018). El hidrocraqueo catalítico es similar al hidrotratamiento catalítico, debido a que en ambos procesos las reacciones se llevan a cabo usando un catalizador en un ambiente enriquecido en hidrógeno (Ancheyta, et al., 2005). En el hidrocraqueo catalítico se llevan a cabo las reacciones de hidrogenación al igual que en la unidad HDT e igualmente reacciones de craqueo, transformando las fracciones de petróleo pesadas en fracciones medias y ligeras (Urricelqui, 2021).

Figura 8.

Esquema del coprocesamiento en la unidad HC.



(Bezergianni et al., 2009) analizaron el coprocesamiento de una mezcla de aceite de girasol con VGO en porcentajes de mezcla del 30% y 90% de aceite de girasol en la unidad de hidrocrackeo con el fin de evaluar el rendimiento de producción (Figura 8). Según Bezergianni et al., el mayor rendimiento se obtuvo para la mezcla de 30% de aceite de girasol, donde el consumo de hidrógeno fue de 15.26 kg H₂/bbl.

1.4 Blending de biocombustibles

Con el fin de promover el uso y la producción de fuentes de energía renovable, gobiernos de todo el mundo han establecido normas y políticas obligatorias, como mandatos de mezcla de biocombustibles y políticas relacionadas con el carbono (por ejemplo, fijación de precios/impuestos al carbono y límites de carbono), así como incentivos y políticas de apoyo como exenciones tributarias y subsidios (Espinoza Pérez et al., 2017).

En Colombia el Ministerio de Minas y Energía es el organismo encargado de establecer las especificaciones de calidad en materia ambiental y técnica, respectivamente, de los combustibles en el país. En la Resolución 40111 de 2021 del Ministerio de Minas y Energía se establece la política nacional de biocombustibles a partir de septiembre de 2021, fijando la distribución de mezclas de gasolina de motor corriente (E-10) y extra fósil (EX-10) con un 10%(v/v) de alcohol carburante; y mezclas de diésel (B-10) con un 10%(v/v) de biodiésel. Por otra parte, el gobierno proyecta un incremento gradual del porcentaje de mezcla, incentivando a la industria nacional al aumento del porcentaje a un 12% en los próximos años. Las propiedades del bioetanol y biodiésel para blending usadas en este proyecto se muestran en la Tabla 3.

Tabla 3.

Propiedades de los biocombustibles utilizados para blending con combustibles convencionales.

Compuesto	CIN	POUR	RON	SG	SUL(%p)
Bioetanol*	--	--	116*	0.79*	--
Biodiésel **	65**	520.47	--	0.855**	0.04

*Fuente: (Rispoli, 2020)

** Fuente: (Nagi, Ahmed, & Nagi, 2008)

1.5 Programación matemática

Un desafío crucial en la investigación para acelerar la transición hacia la producción y el uso de biocombustibles y productos bioenergéticos es diseñar y optimizar de manera sistemática el suministro de bioenergía. Esto abarca desde el pretratamiento de la biomasa hasta la obtención de biocombustibles finales o bioenergía, considerando todas las operaciones unitarias y los procesos de refinería. El objetivo es garantizar que toda la cadena de valor sea sostenible y rentable (Daoutidis, Marvin, Rangarajan, & Torres, 2013).

Las herramientas de modelización y optimización pueden aplicarse para evaluar e identificar simultáneamente las soluciones sostenibles con mínimos impactos adversos en el medio ambiente y máximos beneficios económicos. Dado que los biocombustibles representan una alternativa energética renovable a los combustibles fósiles, es fundamental abordar las cuestiones de sostenibilidad de manera integral para evitar impactos negativos en el ecosistema. Esto es crucial porque los objetivos de maximizar la rentabilidad y eficiencia a menudo entran en conflicto con la necesidad de reducir el impacto ambiental y conservar recursos naturales. Este enfoque permite manejar simultáneamente estos objetivos en conflicto, garantizando que las soluciones propuestas sean tanto ambientalmente responsables como económicamente viables (Yue et al., 2014).

Teniendo en cuenta la similitud y diferencia entre las cadenas de suministro de petróleo y la de biocombustibles, se puede construir una superestructura para incorporar la cadena de suministro de biocombustibles a los sistemas existentes de la cadena de suministro de petróleo con variables binarias que representan la selección de los puntos de inserción de la biomasa/biocombustible, la

elección de las tecnologías de conversión, la existencia y el nivel de capacidad de las unidades de pretratamiento de la biomasa, entre otros (Yue, You, & Snyder, 2014).

1.5.1 Superestructuras

El objetivo de una superestructura es conectar numerosas alternativas que permitan convertir las materias primas dadas en productos deseados, sujeta a un conjunto de especificaciones del proceso y criterios de rendimiento (Martín, Gani, & Mujtaba, 2022), por lo que la síntesis de esta superestructura representa el flujo de proceso óptimo.

La síntesis de procesos basada en superestructuras implica tres pasos secuenciales principales:

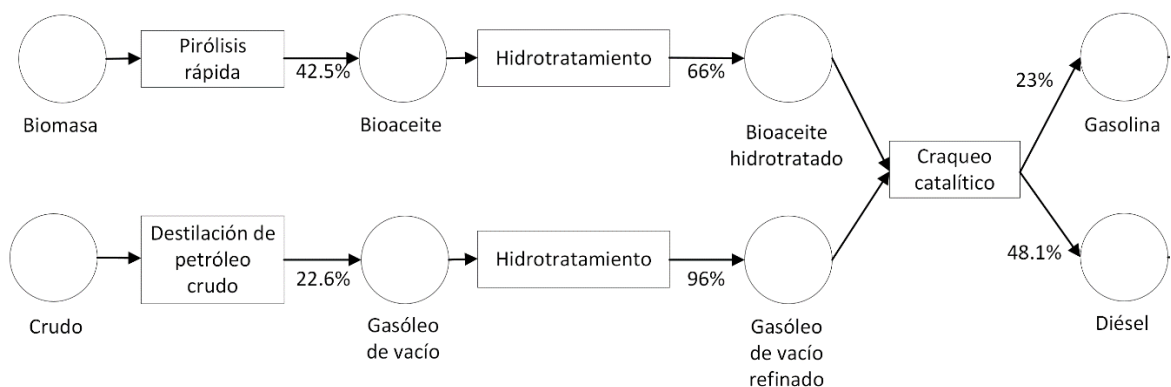
- La postulación de una superestructura, que contiene el conjunto de todas las estructuras de proceso factibles.
- La traducción de la superestructura a un modelo de programación matemática.
- Encontrar una estructura óptima mediante la resolución del modelo matemático de optimización.

En la síntesis de superestructuras es crucial una representación que permita al modelo evaluar cada configuración; en este sentido se han desarrollado varios tipos de representaciones a lo largo de la implementación de esta metodología en el diseño conceptual de procesos. Una de las representaciones más antiguas pero sencilla y efectiva es la representación llamada Red de Tareas

- Estado (State-Task Network -STN), en la cual tanto las operaciones por lotes individuales ("tareas"), como las materias primas, los productos intermedios y finales ("estados") se incluyen explícitamente como nodos de red, donde el problema de programación a corto plazo se formula como un programa lineal entero mixto (MILP) basado en una representación en tiempo discreto (Kondili, Pantelides, & Sargent, 1993).

Figura 9.

Representación de un proceso de coprocesamiento tipo State-Task Network para el coprocesamiento de biomasa y crudo.



Nota Tomado de: Supply chain design and integration for the Co-Processing of bio-oil por: (Zhang, y otros, 2022)

Para visualizar cómo se llevaría a cabo esta representación STN, se muestra un proceso sencillo de coprocesamiento de biomasa con crudo en la Figura 9. El proceso inicia con una alimentación de biomasa a una unidad de pirólisis rápida, en la cual el 42.5% (p/p) del producto

es bioaceite. Este bioaceite pasa a la unidad de hidrotratamiento donde se obtiene un rendimiento del 66% (p/p) de bioaceite hidrotratado respecto al rendimiento anterior. Por otro lado, se alimenta petróleo crudo a una unidad de destilación obteniendo un 22.6% (p/p) de gasóleo de vacío, el cual, pasa a una unidad de hidrotratamiento (diferente de la que hidrotrata el bioaceite), donde el 96% (p/p) del producto es gasóleo de vacío hidrotratado. Tanto el aceite hidrotratado como el gasóleo de vacío hidrotratado se alimentan a una unidad de craqueo catalítico en la cual el 23% (p/p) de los productos obtenidos es gasolina y el 48.1% (p/p) diésel. Como se puede observar, las materias primas y los productos intermedios y finales se representan en círculos, donde el material se define en términos de sus propiedades, en este caso, la conversión producto de un proceso químico. Los nodos de tareas representados en rectángulos establecen las unidades de procesamiento que consumen y producen uno o más estados.

Vale la pena enfatizar que las representaciones STN no son necesariamente gráficos conectados. Muchos problemas de programación implican la producción de una serie de productos que, aunque junto con su uso común de los recursos vegetales, no comparta materias primas ni productos intermedios (Kondili et al., 1993); una vez establecida la configuración de la superestructura se procede a realizar su modelado matemático.

1.5.2 Optimización

La optimización consiste en resolver un modelo matemático que involucre una función objetivo, restricciones y variables de decisión para representar un problema de la vida real, con el

objetivo de obtener el valor óptimo para la función objetivo, mientras que los valores de las variables de decisión deben satisfacer todas las condiciones especificadas en las limitaciones (De Meyer, Casttrysse, Rasinmäki, & Orshoven, 2014). Para utilizar esta herramienta, primero debemos identificar algún objetivo, una medida cuantitativa del rendimiento del sistema estudiado.

Este objetivo puede ser el beneficio económico, el tiempo o cualquier cantidad o combinación de cantidades que puede ser representado como un número. El objetivo depende de determinadas características del sistema, denominadas variables o incógnitas con valores que optimicen el objetivo. A menudo estas variables están restringidas para acotar el rango de solución. Por ejemplo, cantidades como la densidad de electrones en una molécula y el tipo de interés de un préstamo no pueden ser negativos (Nocedal & Wright, 2006).

Estas funciones (objetivo y restricciones) pueden estar compuestas por distintos tipos de variables, donde el tipo de variable y funciones determinan el tipo de problema de optimización. La descripción del tipo de variables y problemas de optimización se explica en la Tabla 4.

Tabla 4.

Tipos de variables y problemas de optimización.

Tipo	Definición
Variable continua	Cuando la variable es continua en todo el rango de números reales

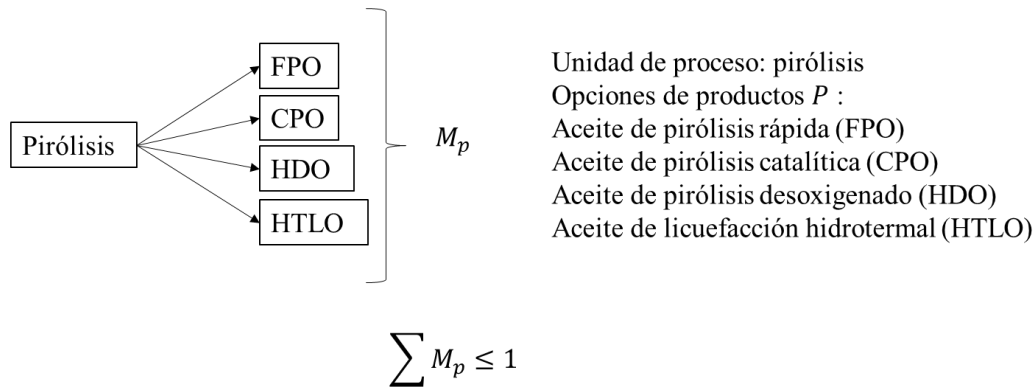
Tipo	Definición
Variable binaria	Cuando la variable solo toma valores de 0 y 1
Variable entera	Cuando la variable almacena un número no decimal
Variable discreta	Cuando la variable solo adopta valores de un conjunto numérico dado.
Problema Lineal (LP)	Cuando todas las funciones (objetivo y restricciones) son lineales
Problema Entero (IP)	Cuando todas las variables son enteras
Problema Lineal Entero Mixto (MILP)	Cuando algunas variables son enteras y otras continuas
Problema No Lineal Entero Mixto (MINLP)	Cuando algunas funciones son no-lineales y algunas variables son enteras.

Nota: Extraído de: *Optimization concepts and applications in engineering* por: (Belegundu & Chandrupatla, 2011)

A menudo, el enfoque en superestructuras suele requerir el uso de variables binarias para representar las opciones de los equipos, con lo que el modelo se convierte en un programa lineal o no lineal (MILP o MINLP) (Yeomans & Grossmann, 1999). Grossmann et al (1980) muestra que la programación no lineal entera mixta (MINLP) puede ser una herramienta poderosa para ayudar al ingeniero a sintetizar una variedad de procesos químicos, puesto que las decisiones discretas y continuas están involucradas en el diseño (Grossmann & Santibanez, 1980). La importancia de este tipo de programación no lineal entera mixta es que las variables binarias que lo componen se utilizan para tomar decisiones dentro del modelo de optimización matemático.

Figura 10.

Representación de una variable binaria en un proceso de multiproductos (MP)



En la Figura 10, varias opciones de modo de producción pueden hacerse en una misma unidad de proceso, donde las opciones se multiplican por una variable binaria que, al evaluar cada vía de forma individual, toma el valor de uno para la seleccionada y el valor de cero para las demás. Normalmente las variables binarias están acompañadas de una restricción donde la sumatoria de la variable por los modos de operación debe ser igual o menor a uno y así se obliga al modelo a seleccionar solo un modo de operación o ninguno dependiendo de los requisitos establecidos en la función objetivo.

Este proceso de proponer en términos matemáticos el objetivo, las variables y las restricciones de un problema dado se conoce como modelado matemático. Una vez formulado el modelo, normalmente se utiliza un algoritmo de optimización para encontrar su solución dependiendo del tipo de problema de optimización (Nocedal & Wright, 2006). Los algoritmos

actuales más habituales para resolver problemas lineales enteros mixtos se presentan en la Tabla 5.

Tabla 5.

Técnicas más habituales actualmente para resolver problemas lineales enteros mixtos.

Método	Descripción
Branch and Bound (ramificación y acotamiento)	Se emplean combinaciones binarias de las variables, dividiendo la región en subdominios, derivando los límites inferiores y superiores.
Descomposición de Benders	Se explota la estructura de los modelos a través de particionamiento de las variables, dualidad y métodos de relajación.
Método de plano de corte	Se reduce la región factible a partir de nuevas restricciones o “cortes” hasta la obtención de la solución óptima.
Métodos basados en lógica	Se explotan restricciones disyuntivas o inferencia simbólica.

Nota: Extraído de: *Simulación y optimización de los procesos químicos* por: (Acero & Edif, 2012)

Esta formulación, expresada dentro de una plataforma de modelado algebraico, se envía a un solucionador numérico para obtener valores óptimos de las variables de decisión (Mencarelli, Chen, Pagot, & Grossmann, 2020). Adicionalmente al software que soluciona las ecuaciones del modelo, también se necesita un software que realice la optimización. Por lo general, los softwares

utilizados para solucionar problemas de MILP y MINLP también resuelven las ecuaciones del modelo (Martín, Gani, & Mujtaba, 2022). Entre los softwares más utilizados para la solución del problema de optimización se encuentran GAMS y PYOMO.

El Sistema General de Modelado Algebraico (GAMS) está diseñado para modelar problemas de optimización tanto lineales, no lineales y mixtos, y realizar programación matemática. Es especialmente útil para solucionar problemas que sean grandes y complejos adaptables a nuevas situaciones (Software and Shop, 2021).

En cuanto a Pyomo, es un paquete de software de código abierto basado en Python para la modelización y solución de problemas de optimización matemática. Una capacidad central de Pyomo es el modelado de aplicaciones de optimización estructuradas. Los objetos de modelado de Pyomo están integrados en un lenguaje de programación de alto nivel con todas las funciones que proporciona un amplio conjunto de bibliotecas de apoyo, lo que distingue a Pyomo de otros lenguajes de modelado algebraico como AMPL, AIMMS y GAMS (Pyomo, 2022).

La optimización de superestructuras a partir de programación lineal entera mixta ha sido ampliamente implementada a la hora de resolver problemas de síntesis de proceso en distintos ámbitos de la ingeniería química. Ahmetovic *et al.* (Ahmetovic & Grossmann, 2011) proponen una superestructura general y un modelo para la optimización no lineal entera mixta (MINLP) de redes de agua de proceso integradas. El modelo propuesto demostró su capacidad para resolver de

manera óptima problemas complejos de redes de agua, comparando favorablemente con resultados previos y logrando un equilibrio óptimo entre el costo y la complejidad de la red.

Bose *et al* (Bose & Bhattacharya, 2009) modelan una cadena de producción en una refinería basado en una representación de red de tareas de estado, generando una programación óptima tipo MILP de una secuencia de procesamiento continuo. El modelo MILP resultante puede producir, en un tiempo razonable, un programa óptimo para un período de 2 semanas en un escenario de 3 unidades y 3 productos.

Por otro lado, también se han aplicado técnicas de optimización en la integración de bioaceites en refinerías convencionales minimizando costos. (Wu, Wang, Zheng, Shi, & Li, 2019) proponen una superestructura para diseñar optimizar el coprocesamiento de bioaceites derivados de la madera, residuos de lata, tallo de maíz y residuo de pasto, seleccionando la biomasa óptima y el proceso de producción de bioaceite en una unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC). El modelo identificó que la madera es la biomasa óptima y que la pirólisis rápida es el proceso de producción de bioaceite más adecuado cuando la relación de coprocesamiento de bioaceite y la capacidad de la unidad FCC son relativamente altas. Esto subraya el potencial de los modelos matemáticos para ofrecer resultados óptimos y apoyar la comercialización de biocombustibles en el mercado.

2 Objetivos

2.1 Objetivo General

Evaluar alternativas de coprocesamiento y blending para la descarbonización de procesos de refinación de crudo por medio de programación matemática a partir de lineamientos económicos y ambientales.

2.2 Objetivos Específicos

Establecer una superestructura que involucre las alternativas tecnológicas de coprocesamiento y blending en procesos de refinación de crudo pesado tradicionales, caracterizando requerimientos básicos y condiciones de operación basados en el estado del arte.

Definir el flujo de proceso que permita obtener la máxima ganancia con menores emisiones de CO₂ de la superestructura a partir de un modelo de programación matemática.

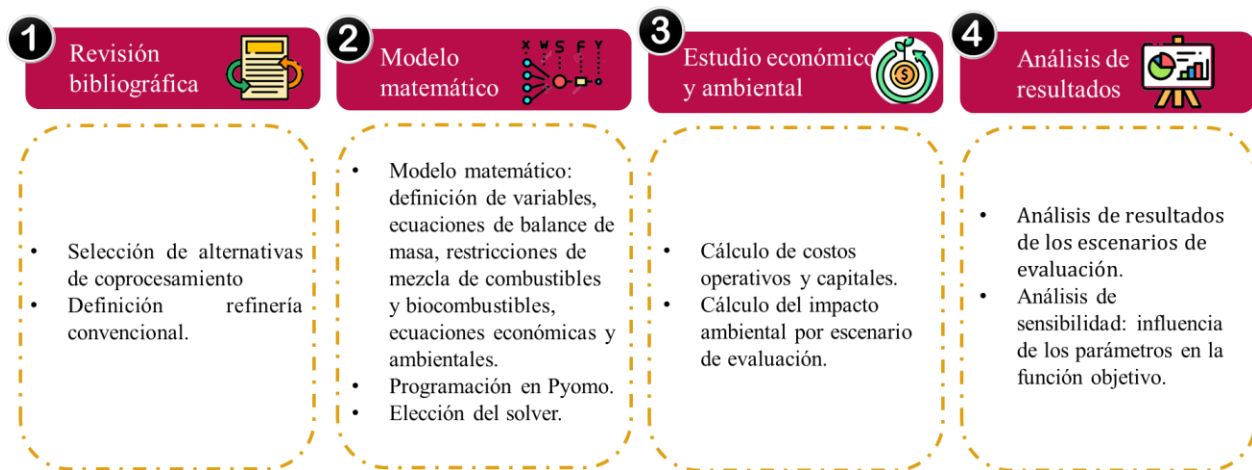
Evaluar la influencia en el margen de ganancias y las emisiones de CO₂ en el flujo de proceso seleccionado, al variar los costos de adquisición de materia prima y equipos.

3 Metodología

Para el análisis de alternativas de coprocesamiento y blending, se planteó una metodología en cuatro etapas tal como se muestra en la Figura 11.

Figura 11.

Etapas metodológicas del desarrollo del trabajo.



En la primera etapa se realizó una revisión bibliográfica de alternativas de coprocesamiento y refinерías convencionales. En esta etapa se definió la superestructura a evaluar a partir de la elección de la refinерía convencional a modelar (caso base) y las alternativas de inserción de biocombustibles. Ésta se compone de la refinерía convencional (con blending de biocombustibles), proveedores de materia prima (tipos de crudo, biodiesel, bioetanol, fruto de palma y semillas de girasol), demanda de productos por cliente (gasolina, diésel, keroseno y combustibles de aviones) y la posible adquisición de equipos de pretratamiento de biomasa para el coprocesamiento de

bioaceites (Figura 12). Por lo tanto, se tiene un grafo unidad – corriente – unidad, permitiendo un flujo de proceso satisfactorio. Las unidades se componen de proveedores, unidades de proceso y clientes; las corrientes por materias primas, productos intermedios y productos finales.

Figura 12.

Superestructura postulada para el coprocesamiento y blending de bioaceites y/o biocombustibles en una refinería ya existente.

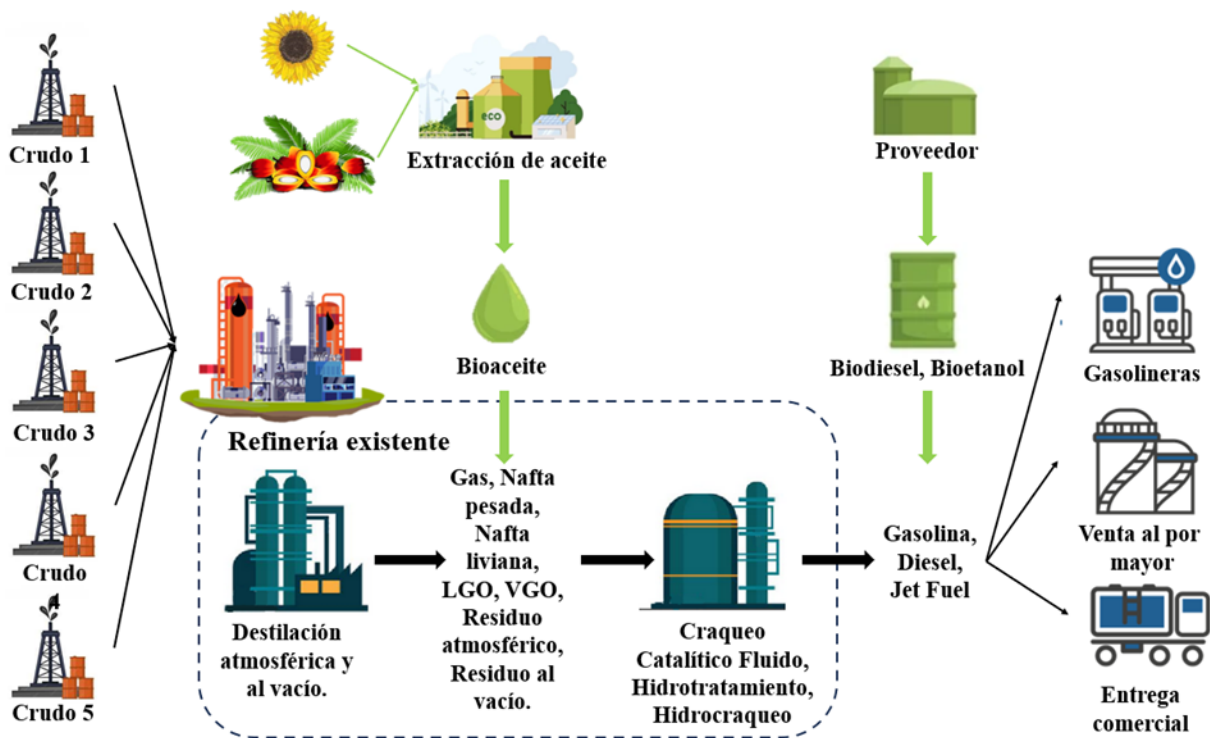
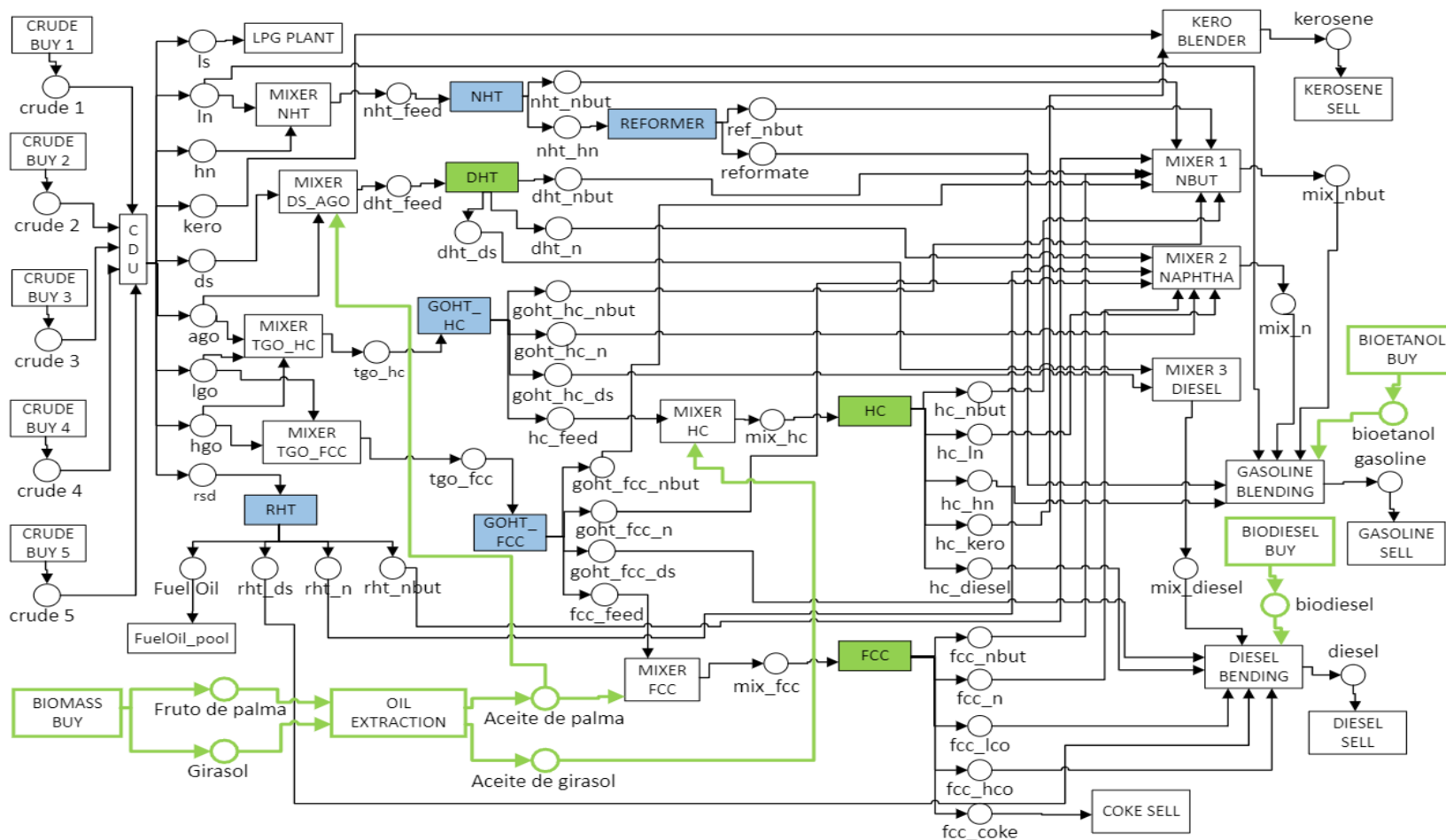


Figura 13.

Diagrama de flujo rutas de coprocesamiento y blending en una refinería convencional.



Nota: Extraído de Global Optimization Algorithm for Large-Scale Refinery Planning Models with Bilinear Terms por (Castillo, Castro, & Mahalec, 2017)

Se definió una refinería de petróleo de conversión y complejidad media con una capacidad de 225 KBPD, basada en el trabajo de (Castillo, Castro, & Mahalec, 2017). La refinería cuenta con una unidad de destilación (CDU), cuatro unidades de hidrotratamiento: hidrotratamiento de nafta (NHT), hidrotratamiento del gasóleo de entrada a la FCC (GOHT_FCC), hidrotratamiento del gasóleo de entrada a la HC (GOHT_HC) e hidrotratamiento de residuo (RHT), una unidad de reformado catalítico (REFORMER), tres unidades de refinación con posibilidad de coprocesamiento: la unidad de craqueo catalítico (FCC), la unidad de hidrotratamiento (HDT) y la unidad de hidrocraqueo catalítico (HC), así como dos unidades de blending de biocombustibles con gasolina y diésel, las cuales se encuentran resaltadas en verde en la Figura 13. El detalle de los nombres para las corrientes intermedias se encuentra en el glosario.

Para evaluar las alternativas de coprocesamiento, se establecen 3 posibles vías, el coprocesamiento de aceite de palma en FCC y DHT, y el coprocesamiento de aceite de girasol en HC (Tabla 6). La relación de blending en los combustibles finales se fijó a partir de la Resolución 40111 de 2021 “Por la cual se establece el contenido máximo de alcohol carburante – etanol en la mezcla con gasolina motor corriente y extra a nivel nacional, el contenido de biocombustible máximo en la mezcla con combustible diésel fósil a nivel nacional, y se adoptan otras disposiciones”. Dicha resolución fija una relación de blending de gasolina con bioetanol en un 10% v/v (E10), mientras que para el diésel con biodiesel se fijó en un 10% v/v (B10) (Ministerio de Minas y Energía, 2021).

Tabla 6.*Parámetros de operación de las vías de coprocesamiento propuestas.*

Unidad de coprocesamiento	[unidades]	FCC*	HDT**	HC***
Límite técnico de coprocesamiento	v/v%	5	20	30
Tipo de biomasa		Fruto de palma	Fruto de palma	Semilla de girasol
Rendimiento global	%	78.9	93.7	70
Consumo de H ₂	Kg H ₂ /bbl	---	2.29	15.26

*Fuente: (Bielansky, Weinert, Schönberger, & Reichhold, 2011)

**Fuente: (De Paz Carmona, et al 2019)

***Fuente: (Bezergianni, Kalogianni, & Vasalos, 2009)

Para evaluar las corrientes de proceso, se consideraron 8 propiedades: contenido de aromáticos (ARO) [% vol], índice de cetano (CIN), número de octano en el motor (MON), punto pour (POUR) [psig], número de octano (RON), presión de vapor Reid (RVP), gravedad específica (SG) y contenido de sulfuros (SUL) [ppm]. Se parte del supuesto de que las propiedades de las corrientes se mezclan de manera lineal en base volumétrica para todas las propiedades, excepto para el contenido de sulfuros, que se mezcla en base másica. Los productos resultantes de la refinería incluyen gasolina, diésel, combustibles para aviación y queroseno.

Como materia prima de la refinería para la evaluación del caso base, se establecen 5 crudos de diferente calidad basados en sus propiedades tales como gravedad específica (SG), gravedad

API, contenido de aromáticos (ARO) y sulfuros (SUL), donde su precio varía a partir de la calidad del crudo (Tabla 7). Se tiene como referencia el precio del crudo internacional para el crudo con mayor calidad; para los demás crudos se hace un ajuste basándonos en las proyecciones estimadas por (Ricker, Barron, & Hamilton, 2017).

Tabla 7.

Propiedades fisicoquímicas de los crudos utilizados en el caso base.

Crudo	SG	API	ARO (%v)	SUL (%p)	Precio [USD/kbpd]
Crudo1	0.9289	20.82	1.1	3.718	72.06
Crudo2	0.8284	39.32	0.1	0.467	76.10
Crudo3	0.8383	37.29	0.2	0.459	77.06
Crudo4	0.9108	23.86	0.5	3.383	72.54
Crudo5	0.8940	26.77	1.5	4.142	76.10

Nota: Extraído de *Global Optimization Algorithm for Large-Scale Refinery Planning* por (Castillo, Castro, & Mahalec, 2017)

Según las propiedades de los crudos su rendimiento en la unidad de destilación varía (Tabla 8), por lo que los cambios de compra de crudo afectan la producción. Por lo tanto, la elección de crudos se convierte en un factor decisivo en la refinería.

Tabla 8.*Rendimiento de producción de los 5 tipos de crudo en la CDU.*

Crudo	Livianos (LS)	Nafta	Nafta	Queros	Diesel (DS)	Gasóleo	Gasóleo	Gasóleo	Residuo (RSD)
		liviana (LN)	pesada (HN)	eno (KR)		atmosférico (AGO)	liviano (LGO)	pesado (HGO)	
1	0.7%	11.2%	6.9%	5.9%	5.5%	5.5%	14.3%	14.3%	35.7%
2	2.3%	12.1%	15.7%	9.5%	7.3%	7.3%	19.1%	12.6%	14.2%
3	2.2%	7.8%	13.8%	13.3%	13.2%	13.8%	6.3%	13.2%	16.5%
4	0.8%	11.8%	10.8%	3.9%	4.9%	4.9%	15.5%	15.5%	32.0%
5	2.3%	12.1%	15.7%	9.5%	7.3%	7.3%	19.1%	12.6%	14.2%

*Nota: Extraído de Global Optimization Algorithm for Large-Scale Refinery Planning por**(Castillo, Castro, & Mahalec, 2017)*

Basándonos en lo establecido por (Castillo, Castro, & Mahalec, 2017), algunas propiedades de las corrientes son conocidas, mientras que otras se calculan en función del tipo de unidad de proceso. Se asume mezcla perfecta. En la unidad de destilación (Crude Distillation Unit, CDU) se emplean rendimientos fijos y las calidades de los cortes de la destilación se calcularon usando ecuaciones lineales de mezcla. Los hidrotratadores cuentan con propiedades fijas y propiedades variables. Las fijas se definen a partir del modo de operación y las variables SG y SUL se calculan a partir del factor de remoción de azufre y la disminución de la gravedad específica. Dichos factores varían según el producto y la unidad de hidrotratamiento y se muestran en la Tabla 9.

Tabla 9.*Factores de rendimiento para gravedad específica y sulfuros.*

Unidad de hidrotratamiento	Corriente de salida	Factor de disminución SG	Factor de remoción SUL
GOHT_HC	hc_feed	0.02	0.95
GOHT_FCC	fcc_feed	0.02	0.95
	fcc_n	-	0.95
FCC	fcc_lco	-	0.95
	fcc_hco	-	0.95
DHT	dht_ds	0.02	0.95
RHT	fuel_oil	0.02	0.95
NHT	nht_hn	0.02	0.95
	hc_diesel	-	0.98
HC	hc_kero	-	0.992

*Nota: Extraído de Global Optimization Algorithm for Large-Scale Refinery Planning por**(Castillo, Castro, & Mahalec, 2017)*

Todas las unidades de proceso están restringidas por límites de capacidad máxima y mínima establecidos en la Tabla 10.

Tabla 10.

Flujo de alimentación máximo ($WM_{jm}^{m\acute{a}x}$) y mínimo ($WM_{jm}^{m n}$) a las unidades (KBPD).

Unidad	$WM_{jm}^{m�n}$	$WM_{jm}^{m\acute{a}x}$
CDU	170	250
NHT	2.08	83.33
DHT	2.08	83.33
GOHT_HC	2.08	83.33
GOHT_FCC	2.08	83.33
RHT	2.08	83.33
REFORMER	8.33	83.33
FCC	8.33	83.33
HC	8.33	83.33

Nota: Adaptado de *Global Optimization Algorithm for Large-Scale Refinery Planning* por (Castillo, Castro, & Mahalec, 2017)

Se asume que los productos se venden *in situ*. Se considera que la biomasa es pretratada en el lugar de cosecha y el costo de la materia prima incluye el costo de transporte. En términos generales, la Unidad de Destilación Atmosférica (CDU) requiere un flujo mínimo de 170 mil barriles por día (kbpd) de crudo, compuesto por una mezcla de los cinco tipos de crudo ofrecidos por los proveedores, con una oferta de 60 kbpd cada uno. El crudo destilado ingresa a los hidrotratadores y unidades de craqueo, donde sus productos se clasifican y mezclan en los pools, que actúan como tanques para una categoría específica de productos, como queroseno, gasolina o diésel, facilitando la mezcla de diferentes corrientes de producto.. En los pools de gasolina y diésel,

se añade bioetanol y biodiésel, respectivamente, los cuales se adquieren ya elaborados. Todos los productos se destinan a clientes designados, identificados por el producto y el sufijo "sell" por razones de conveniencia. Para incorporar las rutas de coprocesamiento, se contempla la adquisición de biomasa, ya sea fruto de palma o semillas de girasol. Esta biomasa se somete a un proceso de extracción y refinación en el caso del fruto de palma, mientras que solo se somete a extracción en el caso de las semillas de girasol. Una vez pretratadas, se transportan a la refinería donde se mezclan con los productos intermedios de crudo antes de ingresar a las unidades para su coprocesamiento.

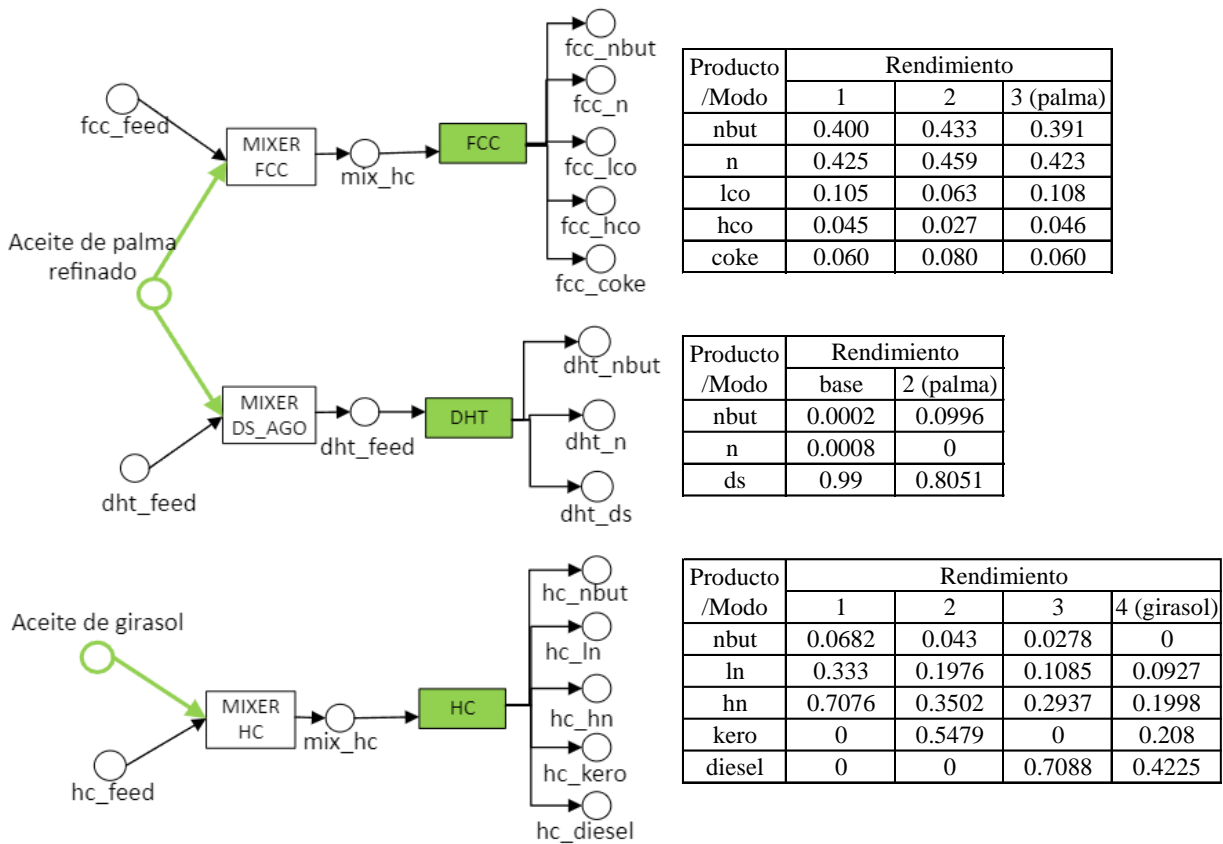
La segunda etapa corresponde a la construcción del modelo matemático, en el cual se establecieron las ecuaciones de balance de masa, restricciones de operación, cálculo de propiedades de las corrientes de proceso, ecuaciones económicas, entre otros, detallados en la sección Modelo matemático.

El modelo matemático puede elegir comprar diferentes tipos de crudos con el que se alimenta la unidad de destilación, basándose en la oferta disponible, el precio de cada tipo de crudo y el rendimiento asociado a cada uno. Esta selección permite ajustar la producción de las diferentes corrientes según las necesidades de aumento o disminución en la producción. Este modelo considera las unidades de proceso como cajas negras, donde la variación de las condiciones de operación traducidas en rendimiento y selectividad en una misma unidad se representa como un modo de operación (base, 1, 2, 3 o 4). Se detalla la biomasa usada para coprocesamiento en los modos donde se llevan a cabo. Cada modo de operación se expresa como una variable binaria,

donde solo se activa un modo a la vez. Los productos intermedios del crudo (fcc_feed, dht_feed, y hc_feed) se mezclan con los bioaceites antes de entrar a la unidad de coprocesamiento (Figura 14).

Figura 14.

Rendimientos de los modos de operación de las unidades de coprocesamiento (kbpd/kbpd).



La síntesis de proceso implica decisiones estratégicas como la selección de la materia prima de alimentación, el modo de operación (tanto en unidades donde se puede llevar a cabo el coprocesamiento, como también en unidades donde solo se puede procesar crudo) a partir de rendimientos, costos de adquisición de biomasa y costos de equipos de pretratamiento de biomasa.

Estas decisiones permiten la elección de un flujo de proceso óptimo, buscando maximizar el valor presente neto (VPN).

En general, el modelo de síntesis de proceso para la inserción de biocombustibles con mayor VPN se puede describir con las siguientes variables de decisión.

Dado:

- Costos de materia prima
- Rendimientos de producción
- Costos de operación
- Ingresos por venta de combustibles producidos
- Costos de adquisición de equipos

Se determina:

- Monto de compra de cada materia prima
- Flujo y propiedades de las corrientes intermedias
- Producción
- Emisiones de CO₂

La superestructura para el análisis de alternativas de coprocesamiento se formula como un modelo no lineal mixto entero (MINLP) uniperíodo. El objetivo es la maximización del VPN diario

sujeto a restricciones operativas y económicas. El modelo propuesto se resuelve en PYOMO con el solver GUROBI.

En la tercera etapa se calcularon los costos asociados a la operación de la refinería y la instalación de los equipos de pretratamiento de biomasa, además de las emisiones de CO₂.

Costos

Los costos de adquisición de las unidades de pretratamiento de biomasa se determinan a partir de estimaciones de unidades correspondientes encontradas en la literatura, y se ajustan a un año base consistente (2023) utilizando factores de índice de costos de plantas de ingeniería química y exponentes de escalado de equipos (Yan, Manovic, Anthony, & Clough, 2020).

El costo de adquisición de equipos se realizó únicamente para las unidades de producción de aceite refinado de palma y aceite de girasol, puesto que se asume que la refinería convencional ya está instalada y el bioetanol junto con el biodiesel se compran ya hechos. El cálculo se estimó a partir de las ecuaciones de estimación de costos de (Turton et al., 2009).

El coste original, que refleja el año de presupuesto o estimación y la escala del equipo, se ajusta a una base anualizada para 2023 utilizando los índices publicados por la revista *Chemical Engineering* (CE) (Snowden-Swan et al., 2017). La actualización del coste presente puede realizarse mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Costo en 2022} = \text{Costo del equipo en un año} * \left(\frac{\text{2022 index}}{\text{index del año}} \right) \quad (\text{Ec. 1})$$

En situaciones en las que no se disponía de datos de costes para ninguna capacidad operativa de tamaño exacto, se aplicó un ajuste de escala utilizando la siguiente expresión:

$$\text{Costo de equipo} = \text{Costo a la escala original} * \left(\frac{\text{Capacidad a escalar}}{\text{Capacidad original}} \right)^n \quad (\text{Ec. 2})$$

En la ecuación, n representó el factor de escalamiento, cuyo valor típicamente osciló entre 0.6 y 0.7 (Snowden-Swan et al., 2017).

El coste de capital fue expresado como un coste anual, asumiendo un periodo fijo y un tipo de interés constante. Se definió el coste de capital anualizado (ACC) de la unidad mediante la fórmula siguiente (Muhsin & Zhang, 2019), donde n es el número de años (20) e i el interés anual el cual se estableció en 9% (Banco de la República de Colombia, 2022):

$$\begin{aligned} \text{Costo capital anualizado (ACC)} \\ = \text{Costo capital total (TCC)} * \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \end{aligned} \quad (\text{Ec. 3})$$

Los costos de adquisición de equipos y de operación se expresaron por tonelada de biomasa a tratar, y se detallan en la Tabla 11.

Tabla 11.*Costos de equipos de extracción de biocombustibles.*

Unidad	Costo adquisición [kUSD/kton]	Costo operación [kUSD/kton]	Referencia
Extracción y refinación de aceite de palma	232.49	8.14	(Romero Perez, Vergara Echeverry, Peralta-Ruiz, & González-Delgado, 2017)
Extracción de aceite de girasol	839.04	4.89	(Kachrimanidou, y otros, 2021)

Los costos de la materia prima y productos se extrajeron de la literatura (Tabla 12), considerando que los costos de transporte están incluidos.

Tabla 12.*Precios de materias primas y productos de la refinería.*

Compuesto	Costo	Ref.
Crude Oil	77.06 [USD/barril]	(Datosmacro, 2023)
Bioetanol	3.50 [USD /galón]	(FedeBiocombustibles, 2023)
Biodiesel	4.14 [USD /galón]	(FedeBiocombustibles, 2023)
Aceite de palma	1.77 [USD /litro]	(Agronegocios, 2023)

Aceite de girasol	3.72 [USD /litro]	(Agronegocios, 2023)
Fruto de palma	147.5 [USD/kg]	(PalmaAceite S.A., 2023)
Semilla de girasol	495.28 [USD/kg]	(Agrocomprador, 2023)
Diesel (B10)	2.25 [\$/galón]	(Ecopetrol, 2023)
Gasolina Premium (E10)	3.3 [\$/galón]	(Ecopetrol, 2023)
Kerosene	2.54 [USD/galón]	(Ecopetrol, 2023)
Fuel Oil	72.1 [USD/bbl]	(Ecopetrol, 2023)

Para calcular los costos de los servicios industriales, se evaluó el consumo energético de cada unidad de proceso por barril de alimentación, como se muestra en la Tabla 13.

Tabla 13.

Requerimiento energético por unidad de refinación.

Unidad	Demanda de Energía			
	Gas combustible	Electricidad	Vapor	Hidrógeno
	[MJ/bbl]*	[MJ/bbl]*	[MJ/bbl]*	[kg/bbl]*
CDU	52.75	3.24	175.19	0.00
DHT	211.01	21.60	175.19	1.31
NHT	105.51	7.20	105.11	0.33
HC	316.52	64.80	1751.89	7.87
FCC	105.51	21.60	0.00	0.00
REFORMER	316.52	10.80	525.57	0.00

Unidad	Demanda de Energía			
	Gas combustible	Electricidad	Vapor	Hidrógeno
	[MJ/bbl]*	[MJ/bbl]*	[MJ/bbl]*	[kg/bbl]*
GOHT_HC	211.01	21.60	175.19	4.00
GOHT_FCC	211.01	21.60	175.19	4.00
RHT	211.01	21.60	175.19	1.57
DHT				
coprocesamiento	211.01	21.60	175.19	1.51**
HC				
coprocesamiento	316.52	64.80	1751.9	15.26**

*Fuente: (Abella, Motazed, & Bergerson, 2015)

**Fuente: (De Paz Carmona, et al 2019)

***Fuente: (Bezergianni, Kalogianni, & Vasalos, 2009)

El flujo del gas combustible y gas natural por barril alimentado se calculó a partir de la ecuación 1.

$$Flujo \left[\frac{kg}{bbl} \right] = \frac{Energía \text{ del servicio } \left[\frac{MJ}{bbl} \right]}{Poder \text{ calorífico inferior } \left[\frac{MJ}{kg} \right] * eficiencia \text{ de quema}} \quad (Ec. 4)$$

Tabla 14.

Poder calorífico inferior de los servicios industriales.

Servicio	LHV	Ref.
Gas combustible	49.5 [MJ/kg]	(Min Ambiente Valencia, 2017)
Electricidad	0.2778 [kWh/MJ]	Factor de conversión

Gas natural	47.1	[MJ/kg]	(The Engineering ToolBox, 2023)
Hidrógeno	120	[MJ/kg]	(The Engineering ToolBox, 2023)

La eficiencia de combustión del gas natural y del fuel gas se estimó en 81% y 81.2% respectivamente (Lang & Osman, 2016); el costo de los servicios industriales se muestra en la Tabla 15.

Tabla 15.

Costo de servicios industriales.

Servicio	Costo	Ref.
Gas combustible	0.26 [USD/kg]	(Ecopetrol, 2023)
Energía eléctrica	0.059 [USD/kWh]	(Mercado de derivados de commodities energéticos, 2023)
Vapor	0.85 [USD/kg]	(Dirección Técnica de Gestión de Gas Combustible, 2023)
Hidrógeno gris	0.98 [USD/kg]	(López, 2023)

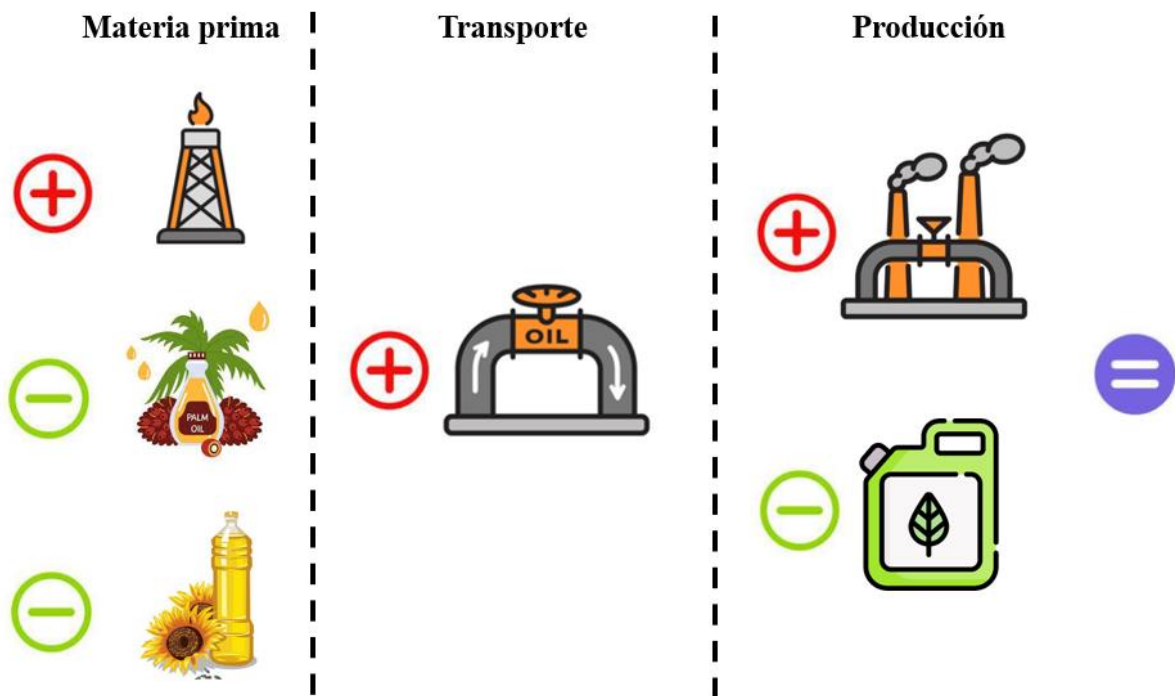
Emisiones

Dado que el carbono de las materias primas derivadas de la biomasa procede de la atmósfera, las emisiones biogénicas de carbono son neutras, lo que da lugar a biocombustibles con índice de carbono (IC) más bajos que los combustibles fósiles. Así pues, el cálculo de las emisiones de CO₂ se llevó a cabo mediante la consideración del desplazamiento de carbono ocasionado por la

inserción de materias primas, teniendo en cuenta el aporte de las actividades relacionadas con la producción y el transporte de las materias primas (crudo, bioaceites y biocombustibles) y servicios industriales (Figura 15).

Figura 15

Diagrama de emisiones de CO₂.



El alcance del sistema abarcó desde el pozo hasta la puerta (WTT). Se consideró el transporte de los biocombustibles por medio de los oleoductos presentes en el país. El bajo valor de emisión de aceite de palma y biodiésel a partir de aceite de palma se debe a la reforestación de matorrales sin uso para la plantación de palma aceitera (Ramírez-Contreras, et al, 2020). Se tuvo en cuenta el

aumento de la demanda de hidrógeno en las unidades de coprocesamiento debido al contenido de oxígeno en la biomasa. Se utilizó la ecuación 5 (Rodríguez et al., 2015) para estimar las emisiones según la fuente, donde la actividad viene dada por combustible, electricidad o hidrógeno consumido, entre otros, y los factores de emisión los cuales se sacaron de la literatura (Tabla 16).

$$Emisión_{fuente\ CO_2} = Factor_{emisión} * Actividad \quad (Ec. 5)$$

Tabla 16.

Factores de emisión de materias primas.

Proceso	Emisiones [Kg CO₂/bpd]	Ref.
Producción de aceite de palma refinado	-114.96	(Ramirez-Contreras, 2020)
Producción de aceite de girasol	-0.04	(Lechón, y otros, 2006)
Producción de crudo	10.55	(Martínez-González, , 2011)
Transporte por oleoducto	5.20	(Martínez-González, , 2011)
Producción de biodiesel	-93	(Ramirez-Contreras, 2020)
Producción de a bioetanol	56.19	(Bongiovanni & Tuninetti, 2021)

Para el cálculo de las emisiones asociadas a la demanda de servicios industriales, se utilizaron los datos de la Tabla 17.

Tabla 17.*Emisiones de los servicios industriales.*

Servicio	Emisiones		Ref.
Gas combustible	0.1071	[kg CO ₂ /kg]	(Min Ambiente Valencia, 2017)
Energía	0.29	[kg CO ₂ /kWh]	(Rodríguez, Ruiz-Ochoa, & Meneses, 2015)
Gas natural	0.29	[kg CO ₂ /kg]	(Rodríguez, Ruiz-Ochoa, & Meneses, 2015)
Hidrógeno	10	[kg CO ₂ /kg]	(Muñoz & Beleño, 2021)

Se validó el cálculo de emisiones en la operación de la refinería calculando la intensidad de emisión de CO₂ por producto a partir de la metodología y resultados obtenidos en el estudio realizado por (Elgowainy, y otros, 2010). En primera medida se asignaron las emisiones de todo el proceso (producción materias primas, transporte y refinación) a cada producto, a partir de la ecuación 6.

$$Asignación_{producto} = Total\ kg\ CO_2 * \frac{Producción\ de\ cada\ producto\ [kbpd]}{Producción\ total\ [kbpd]} \quad (Ec. 6)$$

Se calculó la energía producida por producto como se muestra en la ecuación 4.

$$Energía_{producto} = \frac{Producción\ de\ cada\ producto\ [kbpd] * Poder\ calorífico\ inferior\ \left[\frac{MJ}{bpd}\right] * 1000}{1} \quad (Ec. 7)$$

Una vez calculadas la asignación de emisiones y la energía producida por cada producto, se calcula la intensidad de emisiones de CO₂ por MJ producido de cada producto.

$$EI_{producto} \left[\frac{gCO_2}{MJ} \right] = \frac{Asignación_{producto} [kg CO_2] * 1000}{Energía_{producto} [MJ]} \quad (\text{Ec. 8})$$

En la cuarta etapa, se analizaron los resultados obtenidos. Para evaluar el modelo matemático de la superestructura propuesta, se han establecido diversos escenarios de proceso. Estos incluyen la refinería convencional (caso base), blending de bioetanol con gasolina y biodiesel con diésel y los casos de coprocesamiento en las unidades FCC, DHT y HC. Además, se considera la combinación de estos escenarios con el fin de evaluar la posibilidad de coprocesamiento simultáneo. Todos estos escenarios se detallan en la Tabla 18.

Tabla 18.

Escenarios de operación.

Caso	Configuración
Base	Solo crudo
1	Blending de biocombustibles (bioetanol y biodiesel)
2	Aceite de palma (ACP) en Craqueo catalítico (FCC)
3	Aceite de palma (ACP) en Hidrotratamiento (HDT)
4	Aceite de girasol (AG) en Hidrocraqueo (HC)
5	Combinación de escenarios FCC + HDT

6	Combinación de escenarios FCC + HC
7	Combinación de escenarios HDT + HC
8	Combinación de escenarios FCC + HDT+HC

4 Modelo matemático

Se propone un modelo matemático de optimización no lineal mixta entera para la síntesis de proceso de una refinería convencional con opciones de coprocesamiento. El modelo se define por el balance de masa, el cálculo de propiedades, restricciones técnicas, de producción, de demanda y económicas. A continuación, se detalla la formulación matemática.

Los sets que componen el modelo matemático son S representando las corrientes (corriente de entrada S y de salida S' de cada unidad): este set está compuesto por la materia prima (RW), la materia prima para coprocesamiento (CO), los productos intermedios (IP) y los productos finales (FP).

$$S = RW \cup IP \cup FP \cup CO \quad (\text{Ec. 9})$$

J representa las unidades de proceso compuestas por las unidades de conversión de masa (JU), las mezcladoras (JN), la unidad de destilación atmosférica (JR), las hidrotratadoras (JH), las unidades de coprocesamiento (JZ), los clientes (CL), las unidades no productivas (NPU), las unidades que pueden operar en más de un modo de operación (UM), y los proveedores (SU).

$$J = JU \cup JN \cup JR \cup JH \cup JZ \cup CL \cup NPU \cup UM \cup SU \quad (\text{Ec. 10})$$

4.1.1 Función objetivo

La función objetivo es la maximización del valor presente neto, VPN, sujeto a restricciones de balance de masa y de operación. El VPN se expresa como el ingreso por venta de productos *INCOME*, menos el costo total *COSTS*, menos impuestos P_{tax} .

$$\max VPN = (INCOME - COSTS) * (1 - P_{tax}) \quad (\text{Ec. 11})$$

4.1.2 Costos totales

Los costos totales, *COSTS*, son calculados como la suma de la inversión de la infraestructura de pretratamiento de biomasa, *EQCOST*, el costo de adquisición de materia prima, *RWCOST* y el costo de servicios industriales de cada unidad de proceso, *UTCOST*.

$$\text{Costos} = EQCOST + RWCOST + UTCOST \quad (\text{Ec. 12})$$

4.1.2.1 Costo de inversión

La inversión en la infraestructura para el pretratamiento de la materia prima (biomasa) está calculado como la sumatoria del costo de equipos, *EQCOST*, en un año, por barril de biomasa a tratar, DM_{sjm} .

$$EQCOST = \sum_{sjm} Cost^{equipment}_{jm} * DM_{sjm} \quad (\text{Ec. 13})$$

4.1.2.2 Costos de materia prima

El costo de adquisición de materia prima $RWCOST$ está determinado por la sumatoria del parámetro $Cost_s^{Raw\ materials}$ multiplicado por el flujo de salida del suministro de materia prima, P_{js} .

$$RWCOST = \sum_{sjm} Cost_s^{Raw\ materials} * P_{js} \quad (Ec. 14)$$

4.1.2.3 Costo de servicios.

El costo diario de servicios industriales $UTCOST$, está estimado como la sumatoria de los servicios demandados ($Utilities_{jm}$) por barril procesado (DM_{sjm}).

$$UTCOST = \left(\sum_{sjm \in SJM} Utilities_{jm} * DM_{sjm} \right) \quad (Ec. 15)$$

4.1.3 Ingresos

Los ingresos de la refinería, $INCOME$, están calculados en base a la producción total, P_{js} , donde $S \in IP \cup FP$, corresponden a los productos intermedios y finales en el conjunto de las corrientes. Adicionalmente, el precio de venta de los productos, $Price_s$, están incluidos como lo describe la ecuación (16).

$$INCOME = \sum_{j \in JU, s \in IP \cup FP} Price_s * P_{js} \quad (Ec. 16)$$

4.1.4 Balance de masa

El balance global de masa se incluye para contabilizar la producción, demanda y transferencias de recursos, alimentación, productos intermedios y finales, entre unidades j y j' , representado en la ecuación (17).

$$P_{js} + \sum_{j' \in n} Q_{j'js} = D_{js} + \sum_{j' \in n} Q_{jj's} \quad \forall js \quad (\text{Ec. 17})$$

P_{js} y D_{js} , corresponden a la producción y demanda de recursos s en las unidades j respectivamente. La variable $Q_{j'js}$, representa la transferencia de recursos entre las unidades j y j' . Las conexiones factibles entre recursos y unidades están predefinidas en el set $\eta_{jj's}$. La producción P_{js} abarca los productos por modo de operación por unidad de proceso. Además, D_{js} , comprende la demanda tanto de clientes como de materia prima requeridas por las potenciales rutas de proceso.

4.1.5 Producción

La producción varía por materia prima, unidad de proceso y el modo de operación, JSM . La producción por modo de operación, PM_{jSM} , está relacionada con la correspondiente demanda de alimentación, $DM_{js'm}$ por el factor de conversión de la unidad por modo de operación ($Yield_{js'sm}$). PM_{jSM} puede ser expresado como se muestra en la ecuación (18).

$$PM_{jSM} = \sum_{s' \in SJM} DM_{js'm} * Yield_{js'sm} \quad \forall J, S, m \in JSM \quad (\text{Ec. 18})$$

El parámetro, $Yield_{js'sm}$ (v%), comprende el rendimiento de la planta integrada usando una determinada alimentación s , para producir s' , a partir de una unidad de proceso j . La ecuación (18) es válida para todas las conexiones factibles predeterminadas en el set JSM .

4.1.6 Calidad del flujo de proceso

El cálculo de las calidades de las corrientes se calcula dependiendo de la unidad de proceso. En la unidad de destilación (CDU) las propiedades por corriente se calculan dependiendo de la cantidad de crudo transferido ($Q_{j'js'}$), el rendimiento por crudo y producto ($Yield_{js's}$) y las propiedades de cada crudo ($Prop_{s'smp}$), las cuales se transfieren de una corriente a otra según el modo de producción y la propiedad. Las propiedades de los crudos que ingresan al sistema están fijas y están detalladas en la Tabla 7.

$$\sum_{m \in JSM} PM_{j_{sm}} * COMP_{j_{sp}} = \sum_{j',s' \in n} Yield_{j_{s'sm}} * Q_{j'js'} * Prop_{s'smp} \quad (\text{Ec. 19})$$

$$\forall j \in JR, s \in IP \cup FP, p \in JSP, n \in SJM$$

Las propiedades de los productos de los mezcladores e hidrotratadores están calculadas a partir del rendimiento por modo de operación ($R_{js's}$) multiplicado por el parámetro ($Rejection_{j_{sp}}$) que especifica el factor de remoción de azufre y disminución de gravedad específica para las corrientes másicas establecidas por (Castillo, Castro, & Mahalec, 2017) y las propiedades por corriente (JSP).

$$\sum_{m \in JSM} PM_{j_{sm}} * COMP_{j_{sp}} = \sum_{j',s' \in n} R_{js's} * (1 - Rejection_{j_{sp}}) * QCOMP_{j'js'p} \quad (\text{Ec. 20})$$

$$\forall j \in JN \cup JH, s \in IP \cup FP, p \in JSP \mid JSPFIX$$

El rendimiento en las unidades de mezcla e hidrotratamiento están calculadas a partir de la multiplicación del rendimiento por el modo de operación ($Yield_{j_{s'sm}}$) y la variable binaria (Y_{jm}).

$$R_{js's} = \sum_{m \in JM} Yield_{j_{s'sm}} * Y_{jm} \quad (\text{Ec. 21})$$

$$\forall j \in JN \cup JH, s \in RW \cup IP \cup FP$$

El valor de las propiedades por corriente se establece a partir del flujo por corriente $Q_{j'js'}$ multiplicado por su composición $COMP_{jsp}$, esta ecuación se establece para las propiedades fijas y calculadas por modo de operación ($JSP | JSPFIX$) y las propiedades fijas de la materia prima ($JSPRW$), excepto para el crudo.

$$QCOMP_{j'js'p} = \sum_{m \in JM} Q_{j'js} * COMP_{j'sp} \quad (\text{Ec. 22})$$

$\forall j \in JN \cup JH, s \in IP \cup FP, p \in JSP | JSPFIX | JSPRW$

El cálculo de las propiedades fijas se establece para ciertas corrientes del flujo de proceso en las unidades de mezcla e hidrotratamiento. Esto se tiene en cuenta en la ecuación (23), donde $PropFix_{jsmp}$ es el parámetro de los valores de las propiedades fijas, por unidad, corriente, modo de operación y propiedad.

$$COMP_{jsp} = \sum_{m \in JM} PropFix_{jsmp} * Y_{jm} \quad (\text{Ec. 23})$$

$\forall J \in JN \cup JH, S, P \in JSPFIX$

Teniendo en cuenta que el suministro de materia prima es fijo por proveedor, los cuales no cuentan por modo de operación, se fijan las propiedades de las materias primas a partir del parámetro $PropRwFix_{jsp}$.

$$COMP_{jsp} = \sum_{m \in JM} PropRwFix_{jsp} \quad (\text{Ec. 24})$$

$\forall J \in SU, S \in RW, P \in JSPRW$

4.1.7 Conectando producción por modo de operación con producción global

La producción global por unidad de proceso está determinada como la sumatoria de los productos obtenidos según el modo de producción.

$$P_{js} = \sum_{m \in JSM} PM_{j sm} \quad (\text{Ec. 25})$$

$$\forall J \in JU, S \in IP \cup FP$$

La ecuación (25) conecta con la producción obtenida según el modo de operación (ecuación 18) con el balance global de masa (ecuación 17).

4.1.8 Restricción de materia prima

La demanda de materia prima para los proveedores está limitada por el parámetro $demand_{js}$ por proveedor y materia prima.

$$demand_{js} \geq P_{js} \quad \forall J \in J, S \in RW \quad (\text{Ec. 26})$$

4.1.9 Capacidad de las unidades

La alimentación por unidad de operación está limitada por la capacidad máxima y mínima por modo de operación.

$$WM_{jm}^{min} * Y_{jm} \leq DM_{s jm} \leq WM_{jm}^{max} * Y_{jm} \quad (\text{Ec. 27})$$

$$\forall J \in U, S \in RW \cup IP, m \in SJM$$

La demanda indexada por modo de operación, $DM_{s jm}$, debe ser menor que el parámetro de capacidad de la unidad de proceso, WM_{jm} . La variable binaria, Y_{jm} , determina el modo de operación por unidad de refinación. Para limitar el modo de operación por unidad de proceso y asegurar que se elige algún modo de operación, la sumatoria de la variable binaria, Y_{jm} , debe ser igual a 1.

$$\sum_{J \in JM} Y_{jm} = 1 \quad \forall J \cup JU, M \in JM \quad (\text{Ec. 28})$$

4.1.10 Restricciones de demanda

La demanda D_{js} (ver Ecuación 17) se refiere no sólo a la demanda de productos intermedios y finales, bio-aceite y crudo, sino también a la demanda de productos finales por clientes. Las ecuaciones que relacionan estas variables se presentan a continuación.

4.1.10.1 Demanda por cliente

En este trabajo, se considera que los productos intermedios y finales son usados para suplir la demanda por cliente, por lo que para acotar el modelo se fija la producción de los clientes en 0. Esto se toma en cuenta en las ecuaciones (29) y (30).

$$D_{js} \leq demand_{js} \quad \forall J \in CL \cup NPU, s \in IP \cup F \quad (\text{Ec. 29})$$

$$PM_{j_{sm}} = 0 \quad \forall J \in CL \quad (\text{Ec. 30})$$

Las ecuaciones anteriores permiten relacionar la demanda de productos con los recursos de la refinería y las restricciones de no creación de productos en el set de clientes. $demand_{js}$, es el parámetro de demanda de productos por los clientes por unidad de proceso. $PM_{j_{sm}}$, es la producción por unidad de proceso por modo de operación.

4.1.10.2 Demanda por unidad de proceso

La demanda de recursos por cada modo de operación potencial debe estar relacionada a la alimentación requerida por modo de operación, $DM_{j_{sm}}$.

$$D_{js} = \sum_{m \in SJM} DM_{j_{sm}} \quad \forall j \in JU \cup UM, s \in RW \cup IP \cup FP \quad (\text{Ec. 31})$$

La variable D_{js} se refiere a la demanda total de alimentación ($s \in R$) por unidad de proceso. Teniendo en cuenta la variedad de materia prima, para asegurar que el modelo escoja la cantidad

óptima entre los distintos tipos de crudo, se establece que la oferta de materia prima ($Supply_{js}$) será mayor o igual que el suministro de materia a las unidades de proceso (P_{js}).

$$Supply_{js} \geq P_{js} \quad \forall J, S \in RW \quad (\text{Ec. 32})$$

4.1.11 Coprocesamiento

Restricción de mezcla de biocombustibles

El flujo de entrada de intermedios del crudo ($\sum_{j' \in n} Q_{j'js}$) se combina con el flujo de biocombustible de acuerdo con el límite técnico ($\alpha[\%v/v]$) establecido por la ruta de coprocesamiento o blending lo que resulta en el flujo total de la mezcla ($\sum_{j's' \in n} Q_{j's'}$).

$$\sum_{j' \in n} Q_{j'js} = \alpha_j * \sum_{j's' \in n} Q_{j's'} \quad \forall J \in JZ, S \in JSCO \quad (\text{Ec. 33})$$

Todos los nombres de las variables y sus descripciones se pueden encontrar en el

Apéndice A.

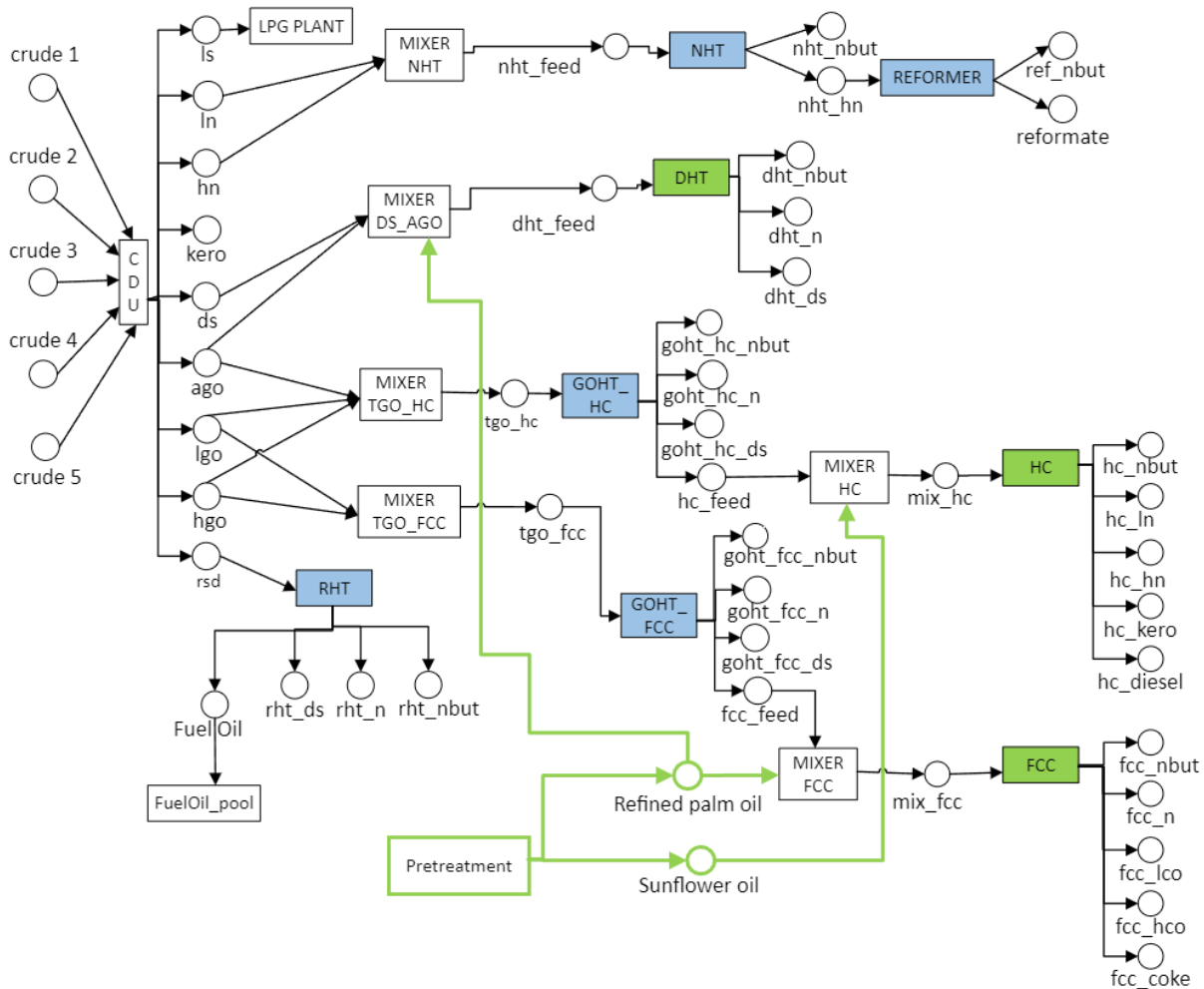
5 Resultados

La toma de decisiones en esta superestructura empieza con la compra de crudo. Como se menciona en la metodología los 5 tipos de crudo disponibles varían de precio según sus propiedades, es decir según su capacidad de producir productos de mayor valor en la CDU sin necesidad de recurrir a otras unidades de refinación. Para este trabajo, las corrientes de productos en la CDU de mayor interés son diésel (ds), gasóleo atmosférico (ago), gasóleo ligero (lgo) y gasóleo pesado (hgo,) ya que alimentan las 3 unidades donde se realiza coprocesamiento. La

variación del flujo de entrada de cada una de estas unidades responde al costo de producción, la capacidad de conversión a productos de alto valor y la influencia de la inserción de los biocombustibles en las unidades de blending y coprocesamiento debido al límite de capacidad de dichos puntos de inserción y el aumento de costos (Figura 16).

Figura 16.

Unidades de proceso de la superestructura planteada.



Dado que los modos de operación de las unidades de coprocesamiento se representan como variables binarias, cada una asociada a una selectividad y rendimiento específicos, el modelo selecciona el modo que maximiza la producción de combustibles de mayor valor. Estos modos corresponden a aquellos en los que solo se realiza la inserción de crudo, incrementando así el valor presente neto. Al evaluar los diferentes escenarios de coprocesamiento, se ajusta la variable binaria para seleccionar el modo de operación correspondiente a la realización de coprocesamiento en una unidad específica. Esto implica permitir la entrada de bioaceite en las unidades de coprocesamiento y ajustar el flujo de entrada al proceso, considerando las variaciones en los rendimientos del coprocesamiento para cumplir con las condiciones de producción.

El objetivo de implementar el coprocesamiento es reducir la carga de crudo para cumplir con la demanda de combustibles ya que habitualmente en la industria se prioriza el problema de planificación de la refinería (Su et al., 2023). Por lo tanto, se utiliza la producción del caso base como punto de referencia para evaluar los escenarios. A partir de eso, con los diferentes escenarios, se estudiará cómo se modificarían las cargas para satisfacer la demanda de combustibles.

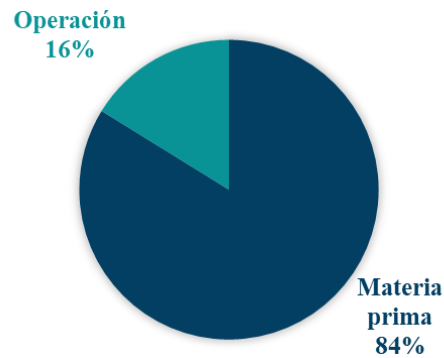
5.1 Caso base

El caso de refinería convencional arroja un VPN diario de 5.87 millones de dólares [MMUSD] diarios, con ingresos de 26.84 MMUSD y costos de 20.32 MMUSD. Tal como se había mencionado en el modelo matemático, los ingresos de la refinería son exclusivamente por venta de

combustibles. El desglose de los costos se presenta en la Figura 17, donde no se reportan costos de equipos pues la refinería convencional ya está instalada.

Figura 17

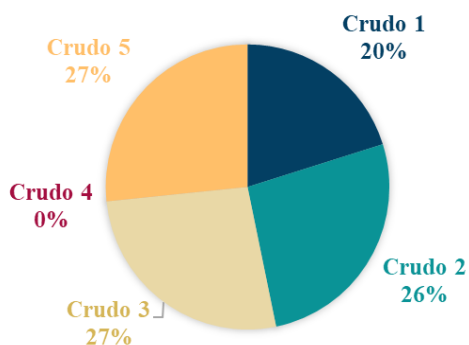
Desglose de costos del caso base.



La demanda total de crudo fue de 225.43 kbpd, comprando la totalidad de la oferta del crudo 2, 3 y 5 (60 kbpd c/u) (Figura 18). Por lo tanto, en el caso base el modelo prioriza la selectividad del crudo para la producción de compuestos de mayor valor por encima del precio de compra, aunque el costo de materia prima represente el 84% de los costos totales. El 16% restante corresponde a los costos asociados a servicios industriales.

Figura 18.

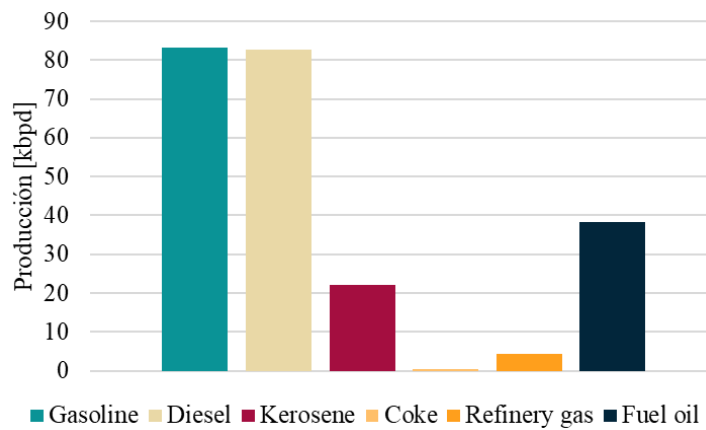
Compra de crudo para el caso base.



Al maximizar el VPN, el modelo opta por priorizar la producción de gasolina y diésel con una producción de 83.33 kbpd y 82.75, respectivamente (Figura 19).

Figura 19.

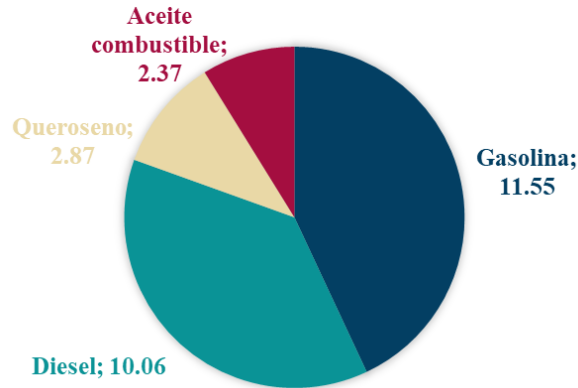
Producción de la refinería en el caso base.



Los ingresos por la venta de gasolina y diésel fueron de 11.55 y 10.06 MMUSD respectivamente, (ver Figura 20). Esto representa el 80% de los ingresos de la refinería, por lo que únicamente la producción de gasolina y diésel se fija como punto de comparación con los resultados obtenidos en los otros escenarios; además, en el caso de blending solo se afectaría la producción de estos dos productos.

Figura 20.

Ingresos generados por los productos obtenidos en el caso base (MMUSD)



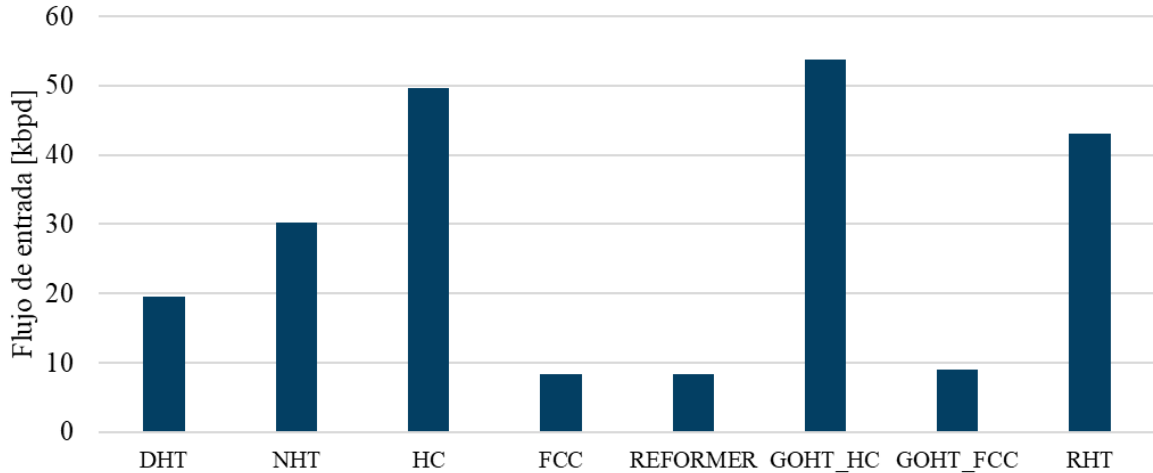
Para alcanzar la mayor producción de combustibles, el modelo envía un flujo de entrada más elevado al HC en el modo de operación 3, que muestra un mayor rendimiento en la producción de diésel, seguido de la gasolina, comparado con el flujo de entrada del FCC y DHT.

Este incremento en el flujo de entrada al HC afectó la disponibilidad de materia prima para el FCC, ya que ambos comparten la alimentación proveniente de las corrientes de salida de la CDU, específicamente las corrientes lgo (Light Gas Oil) y hgo (Heavy Gas Oil). Por otro lado, el NHT complementa la producción de gasolina, ya que no comparte alimentación con ninguna otra unidad.

El flujo de entrada al RHT se limita exclusivamente a la producción de residuo en la CDU, reduciendo al mínimo el flujo de entrada al FCC para disminuir la producción de coque (Figura 21). La validación del modelo se realizó mediante el cálculo manual de los flujos y propiedades de las corrientes, obteniéndose un porcentaje de error del 0.000011284%.

Figura 21.

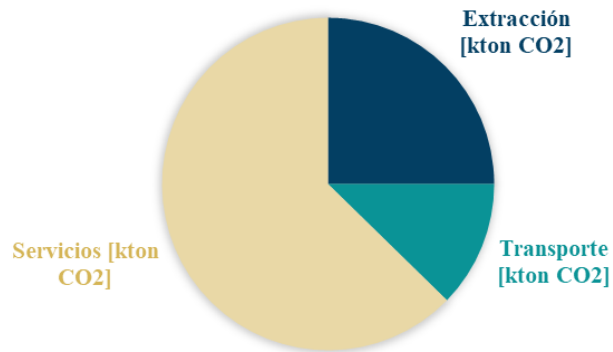
Flujo de entrada en las diferentes unidades de refinación en el caso base (kbpd)



En cuanto a las emisiones de CO₂ generadas, el mayor contribuyente de emisiones de CO₂ son los servicios industriales, con 11,230 t CO₂, seguido de la extracción del crudo con 2,388 t CO₂ y por último el transporte con 1,172 t CO₂.

Figura 22

Emisiones de CO₂ de la refinería convencional (caso base).



El margen de ganancia por barril procesado fue de 26 USD/bpd. Este margen se comparó con los de Ecopetrol y otras refinerías a nivel mundial para evaluar la exactitud de los datos. En 2022, Ecopetrol reportó un margen de ganancia de 21 USD/bpd (ECOPETROL, 2022). A nivel global, los márgenes de ganancia promedio de las refinerías varían según la región: entre 7.11 y 36 USD/bpd en el noreste de Europa, entre 19.14 y 40.2 USD/bpd en la costa del Golfo de Estados Unidos, y entre 7 y 10.9 USD/bpd en Singapur (International Energy Agency , 2022). En consecuencia, el margen de ganancia obtenido se encuentra dentro de los resultados reportados para las refinerías.

Tabla 19.

Comparación de los resultados de la intensidad de CO₂ calculados para el proceso de refinación convencional por producto.

Intensidad de CO₂ por refinación		
Productos	Calculados en este	(Elgowainy, y otros, 2010)
	trabajo [g CO₂/MJ]	[g CO₂/MJ]
Gasolina	8.08	6 - 9.71
Diesel	7.188	3.17 - 9.91
Coque	4.35	3.45 - 4.7
LPG	6.4	4.22 - 9.15
Fuel oil	6.88	2.3 - 6.83

La intensidad de CO₂ por producto obtenida en este estudio se comparó con los valores reportados por (Elgowainy et al., 2010) para validar los factores de emisión asociados al proceso

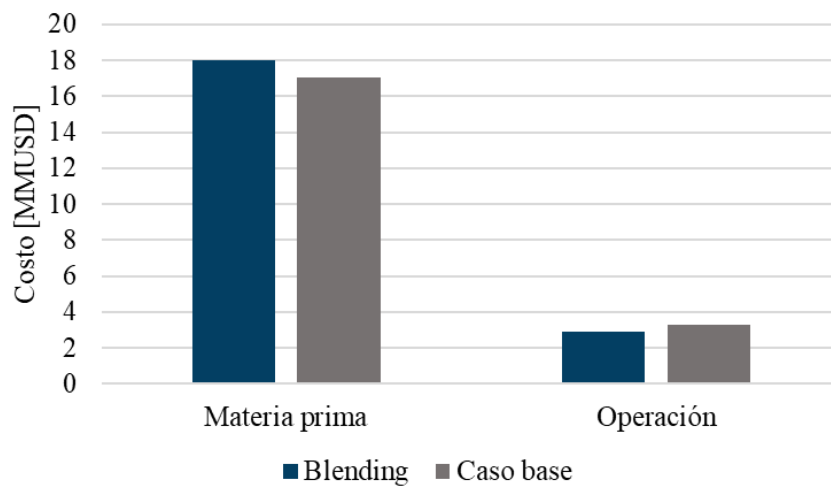
de refinación. Los datos calculados para el caso base en este trabajo se encontraron dentro del rango reportado por (Elgowainy et al., 2010), lo que confirma la precisión de los factores de emisión determinados a partir del requerimiento energético presentado en la Tabla 19.

5.2 Caso 1: Blending de biodiesel con diésel y bioetanol con gasolina.

Para una producción de 83.33 kbpd de gasolina y 82.75 kbpd de diésel con blending de biocombustibles, el VPN diario es de 4.84 MMUSD, lo que se traduce en una disminución de 0.86 MMUSD en comparación con el caso base. La carga de crudo a la CDU es de 203.15 kbpd, lo que representa una disminución del 9.88% del crudo alimentado en el caso base. Se alcanzó una mezcla de 8.28 kbpd de biodiesel con diésel y 8.33 kbpd de bioetanol con gasolina.

Figura 23

Comparación de costos entre el Caso 1: Blending de biocombustibles vs el caso base.

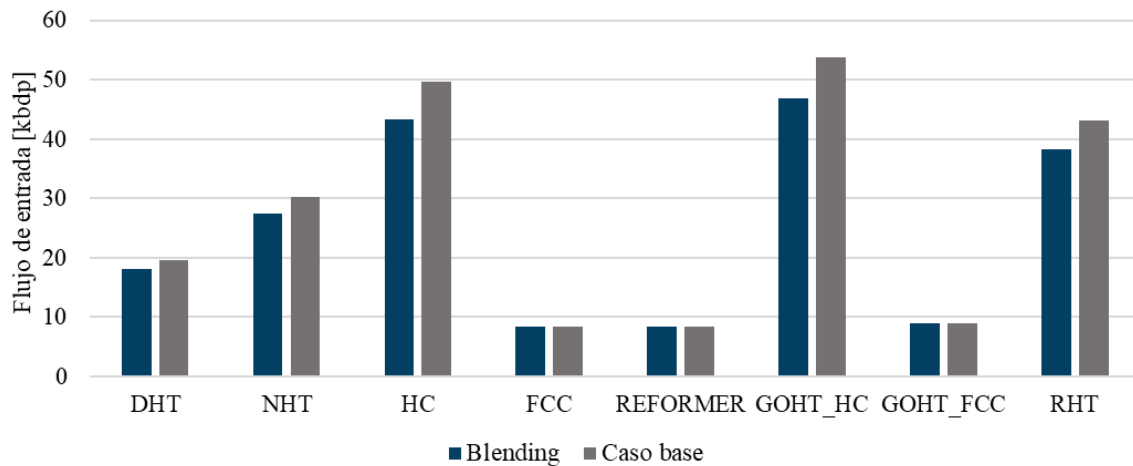


La compra de estos biocombustibles representó un aumento del 6% del costo de materia, mientras que la disminución de la compra de crudo permite la disminución del costo de operación en un 11% en comparación con el caso base (Figura 23).

Adicionalmente, se observan cambios proporcionales en el total de unidades de refinación debido a la inclusión del bioetanol y el biodiesel (Figura 24). Este fenómeno se debe a que estos biocombustibles se incorporan en los pools de gasolina y diésel, unidades que reciben flujo de todas las unidades de refinación.

Figura 24

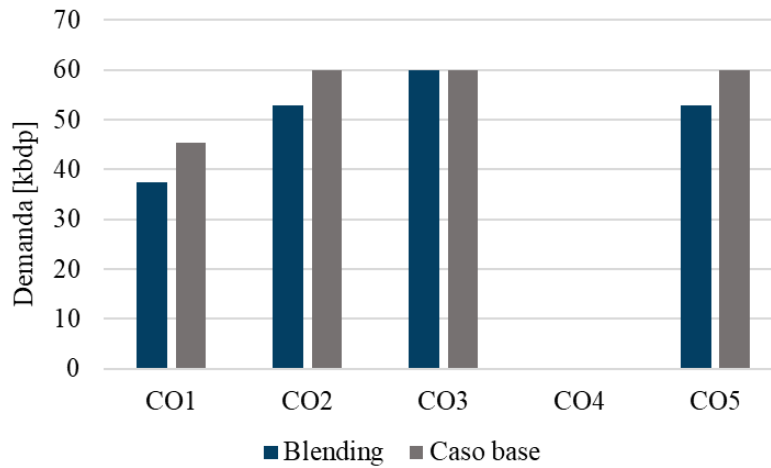
Cambio del flujo de entrada de crudo a las unidades de refinación en el Caso 1: Blending con respecto al caso base.



En cuanto a la compra de crudos, la demanda de crudo 1, crudo 2 y crudo 5 disminuye en 17%, 12% y 12% respectivamente. La demanda de crudo 3 permanece intacta pues es el crudo con mejores propiedades.

Figura 25

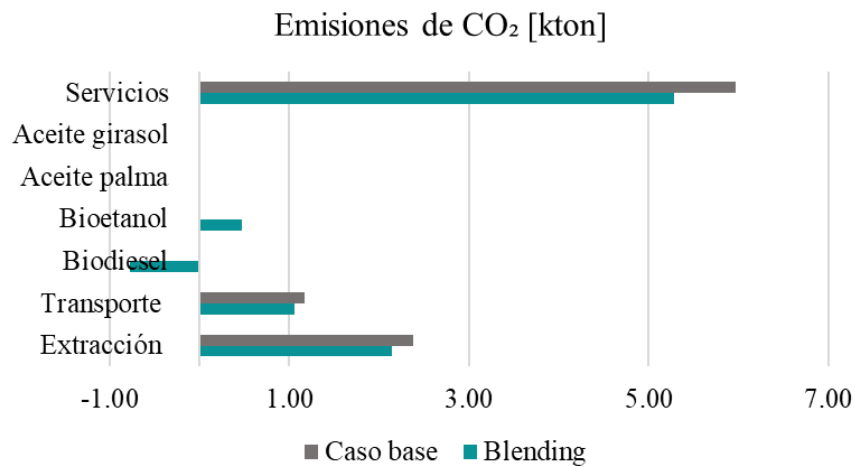
Cambio en la demanda de crudos en el Caso 1: Blending, con respecto al caso base.



Las emisiones de CO₂ disminuyeron en un 14.08% debido a la inserción de los biocombustibles y la disminución de crudo a refinar (Figura 26).

Figura 26

Emisiones de CO₂ en el Caso 1: Blending con respecto al caso base.



5.3 Caso 2: FCC, coprocesamiento de aceite de palma refinado en la unidad de craqueo catalítico.

El coprocesamiento de aceite de palma refinado al 5% en el FCC presenta un VPN diario de 5.79 MMUSD, disminuyendo en un 1.73% respecto al caso base. La carga de la CDU es de 224.82 kbpd, un 0.27% menos que en el caso base, donde se alcanzó la inserción de 0.43 kbpd de aceite de palma refinado.

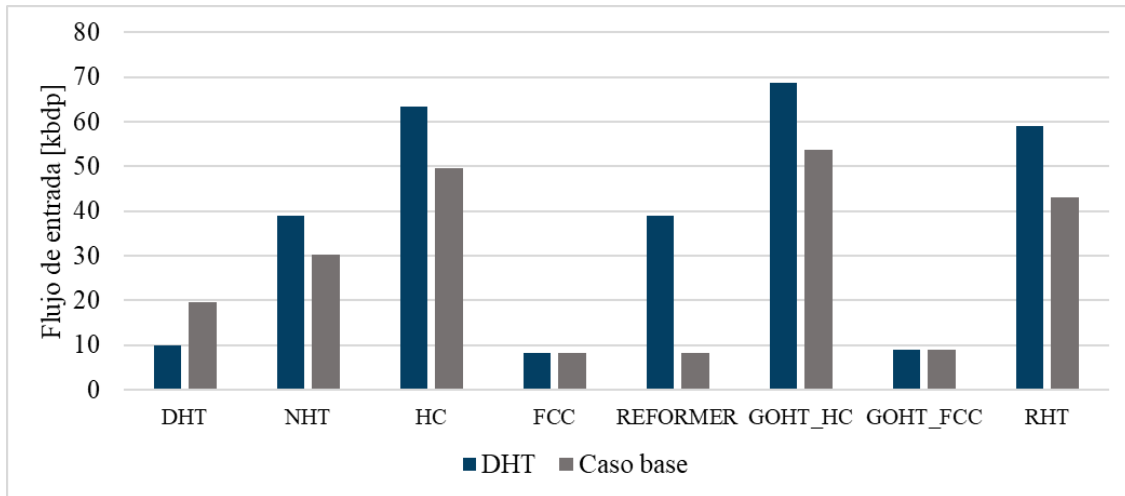
En este caso, con un porcentaje de inserción de bioaceite del 5%, el flujo de entrada a las unidades de refinación en general permanece constante. Sin embargo, el flujo de entrada al FCC se complementa con un 5% de aceite de palma debido a la adición de bioaceite. Las emisiones de CO₂ disminuyen en solo un 0.68%, y el único ajuste significativo es el desplazamiento del crudo 1.

5.4 Caso 3: DHT, coprocesamiento de aceite de palma refinado en la unidad de hidrotratamiento.

El coprocesamiento de aceite de palma refinado al 20% en la unidad de hidrotratamiento reporta un VPN de 4.2 MMUSD diario, disminuyendo un 28% en comparación al caso base. El flujo de crudo aumenta en un 6.84% con respecto al flujo reportado en el caso base. Se logra insertar 2.01 kbpd de aceite refinado de palma. Se observa que al intentar coprocesar en la DHT, disminuye el flujo de entrada de crudo en esa unidad, pasando de 19.54 kbpd en el caso base a 10.04 kbpd y aumenta el flujo de entrada a las unidades NHT y HC con el fin de cumplir la demanda de gasolina y diésel.

Tabla 27

Cambio del flujo de entrada a las unidades de refinación en el Caso 3: DHT respecto al caso base.

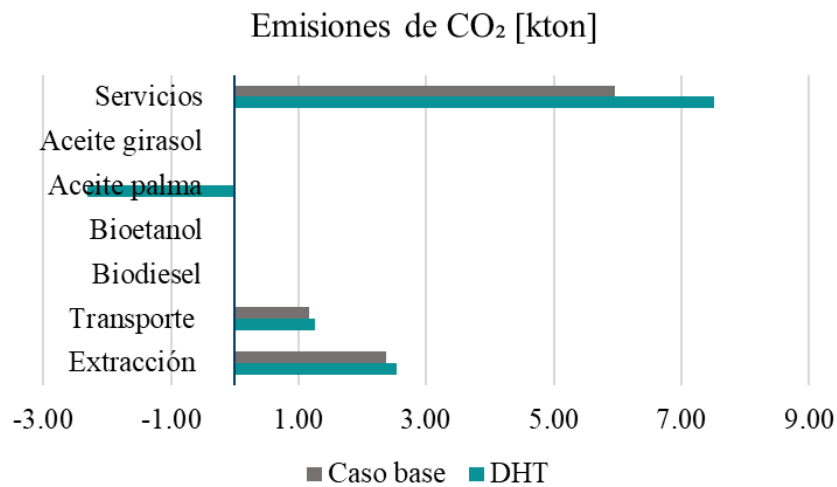


El aumento de flujo de entrada a la unidad RHT se debe al aumento de compra de crudo 4 (60 kbpd) pues presenta la mejor producción de diésel y gasóleo atmosférico, los cuales se alimentan a la unidad DHT.

Las emisiones de CO₂ disminuyeron en un 5.43% respecto al caso base debido a la inserción de aceite de palma refinado, aunque las emisiones por servicios, extracción y transporte se hayan incrementado debido al aumento de demanda de crudo con el fin de cumplir con la producción de gasolina y diésel, y de la demanda de hidrógeno en la unidad de DHT debido al coprocesamiento (Figura 28).

Figura 28

Cambio en las emisiones de CO₂ en el Caso 3: DHT respecto al caso base.

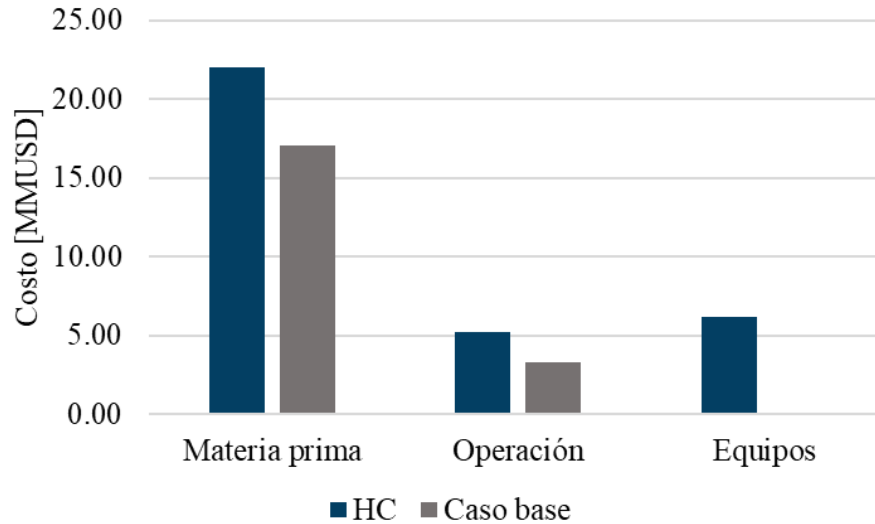


5.5 Caso 4: HC, coprocesamiento en la unidad de hidrocrqueo catalítico.

El VPN para el coprocesamiento de aceite de girasol en un 30% en la unidad HC es de -3.65 MMUSD, lo que representa una disminución del 162% respecto al caso base. Esto debido al aumento de los costos de producción en un 64% principalmente por la compra de semillas de girasol seguido por el aumento de demanda de crudo con el fin de suplir la demanda de gasolina y diésel (Figura 29). En este sentido, se logra el coprocesamiento de 22.81 kbpd de aceite de girasol, lo cual implica que la demanda de crudo aumenta en un 8.12%.

Figura 29

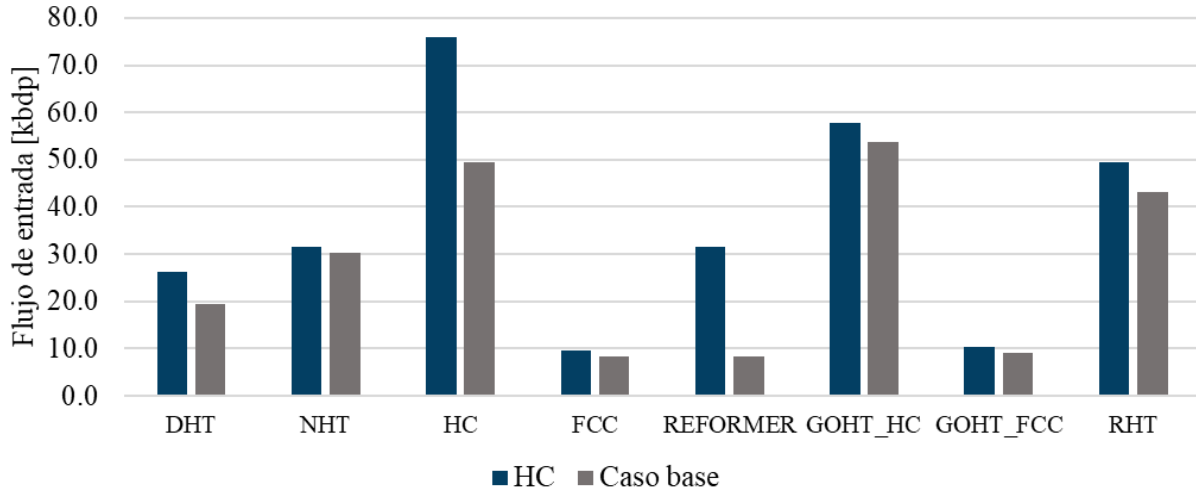
Comparación de costos reportados en el Caso 4: HC respecto al caso base



Al contrario que en el caso HDT, en el caso HC el modelo encuentra como solución óptima el aumento del flujo de entrada en la unidad HC (aunque represente un mayor costo), con el fin de cumplir con la producción solicitada (Figura 30). Hasta el momento el modelo ha optado por maximizar la producción de diésel en la unidad HC en el modo de operación 3. Como se observa en la Figura 14, el rendimiento de producción de diésel en el modo de operación 3 para el HC es de 0.70 (kbpd/kbpd) y para el modo de operación 4 (en el cual se efectúa el coprocesamiento) es de 0.42 (kbpd/kbpd), por lo que para contrarrestar la disminución del rendimiento de producción opta por aumentar el flujo de entrada a la unidad HC y por lo tanto aumenta la demanda de crudo. El aumento de flujo de entrada en la RHT se debe al aumento de crudo demandado.

Figura 30

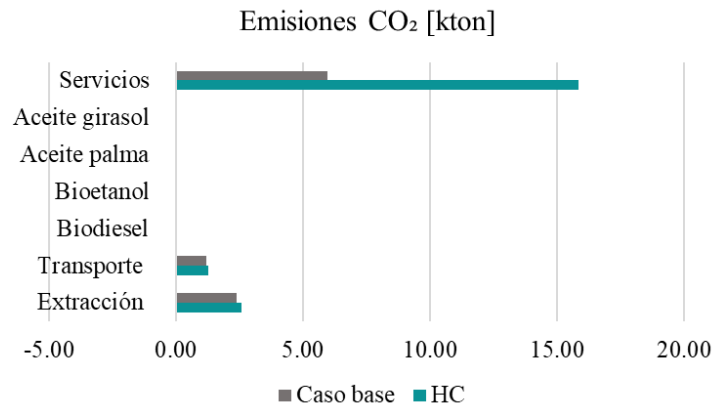
Cambio del flujo de entrada a las unidades de refinación en el Caso 4: HC respecto al caso base.



Las emisiones de CO₂ aumentaron en un 106%, en mayor medida debido al alto requerimiento de hidrógeno necesario para el coprocesamiento de aceite de girasol en la unidad HC (Figura 31). Por otro lado, las emisiones asociadas al coprocesamiento de aceite de girasol fueron de -0.00096 kton.

Figura 31

Cambio de emisiones de CO₂ en el Caso 4: HC con respecto al caso base.

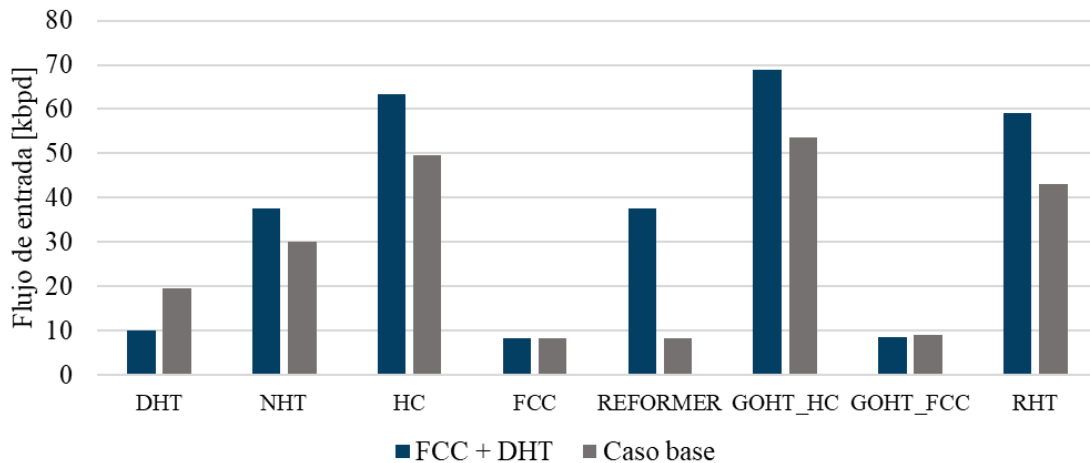


5.6 Caso 5: FCC y DHT: coprocesamiento de aceite de palma refinado en la unidad de craqueo catalítico y en la unidad de hidrot ratamiento

En el coprocesamiento simultáneo de aceite de palma refinado en las unidades FCC y DHT se obtiene un VPN de 4.17 MMUSD, es decir, 12% menor que el reportado en el caso base. La demanda de crudo aumenta en un 6.44 % con respecto al caso base.

Figura 32

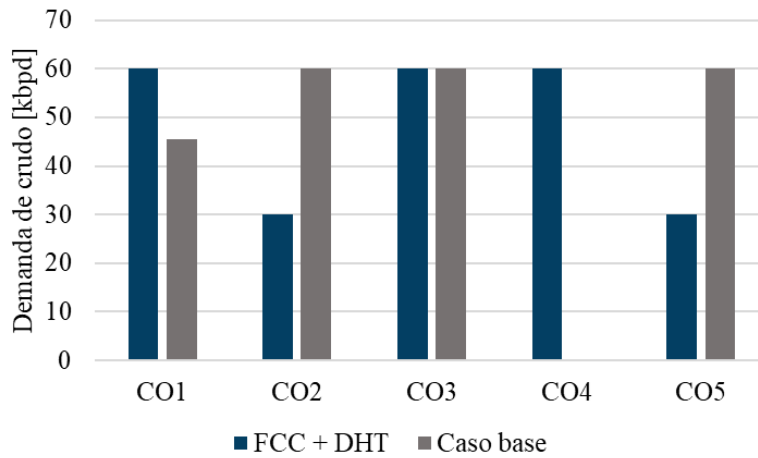
Cambio del flujo de entrada a las unidades de refinación en el Caso 5: FCC + DHT respecto al caso base.



El modelo mantiene el flujo de entrada al FCC y disminuye el flujo en el DHT, presentando el mismo comportamiento que en los casos FCC y DHT. Asimismo, aumenta el flujo de entrada al HC y NHT con el fin de cumplir la demanda de gasolina y diésel. El flujo de entrada al RHT aumenta por la compra de crudo 4.

Figura 33.

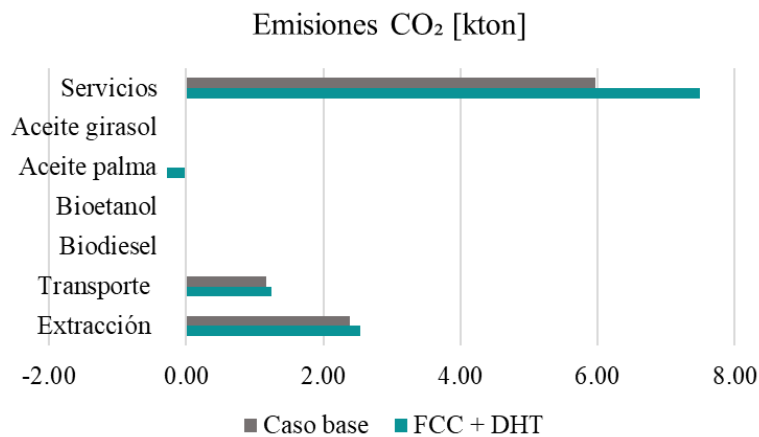
Cambio en la demanda de crudos en el Caso 5: FCC + DHT respecto al caso base.



El aumento en la compra de crudo 1 y crudo 4 responde a la necesidad de incrementar el flujo de entrada al HC. Esta estrategia implica disminuir la compra de crudo 2 y 5 para mantener al mínimo el flujo de entrada a DHT y FCC (Figura 33).

Figura 34.

Cambio de emisiones de CO₂ en el Caso 5: FCC + DHT respecto al caso base.



Las emisiones de CO₂ aumentan en un 15.56% respecto al caso base. El aumento de emisiones obedece al aumento en la demanda de servicios industriales (ver Figura 34) en

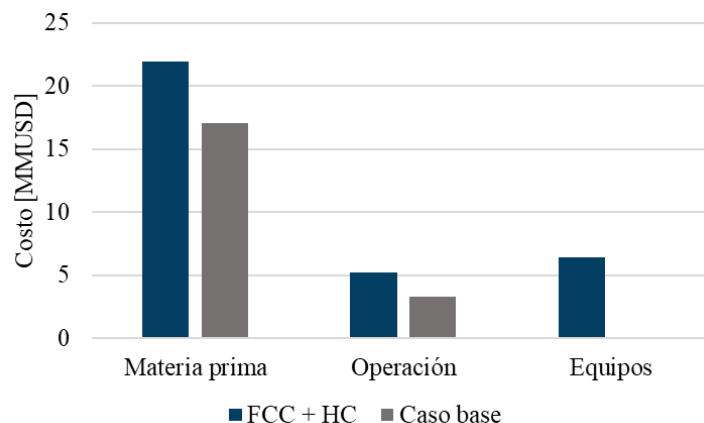
consecuencia del aumento en el flujo de entrada de HC, GOHT HC, RHT y reformado. La inserción de aceite de palma refinado en ambas unidades representó la disminución de 0.28 kton de CO₂.

5.7 Caso 6 FCC + HC, coprocesamiento de aceite de palma refinado en la unidad de craqueo catalítico y coprocesamiento de aceite de girasol la unidad de hidro craqueo catalítico

En el coprocesamiento de aceite de palma refinado en el FCC y aceite de girasol en el HC, se reporta un VPN de -3.7 MMUSD, lo que significa una disminución del 163% en comparación al obtenido en el caso base. En este sentido, se logran coprocesar 0.42 kbpd de aceite de palma refinado y 23.2 kbpd de aceite de girasol. La disminución del VPN se debe al aumento en el costo de materia prima, servicios y la compra de equipo de pretratamiento de biomasa (Figura 35). La demanda de crudos aumenta en un 6.9% respecto al caso base y mantiene el mismo comportamiento que en el caso base y el caso FCC, aumentando únicamente la compra de crudo 1.

Figura 35

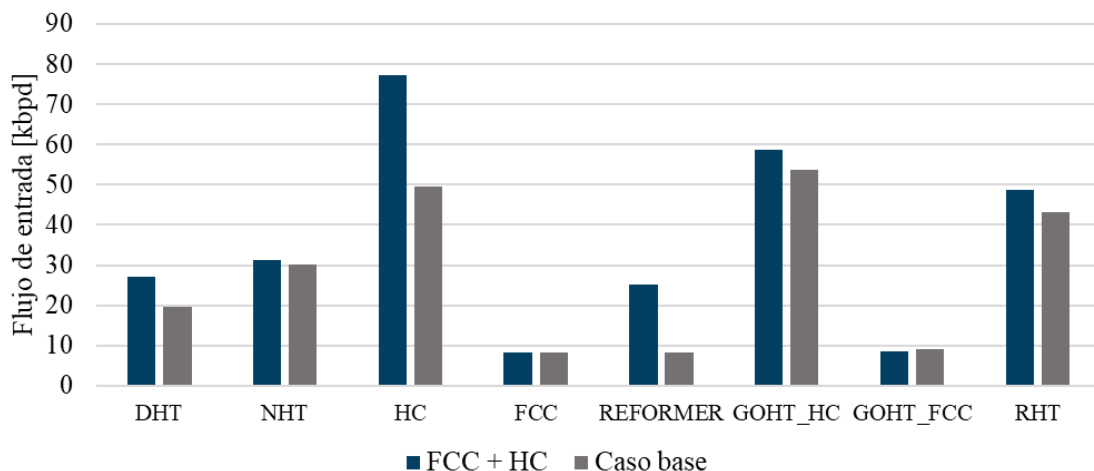
Comparación de costos reportados en el Caso 6: FCC + HC respecto al caso base



El flujo de entrada se mantiene al FCC al mínimo, aunque el flujo de entrada al HC aumenta para mantener la producción de diésel pese a los rendimientos del coprocesamiento e igualmente intenta compensar la producción aumentando el flujo de entrada al DHT. La gasolina se produce principalmente en NHT (Figura 36).

Figura 36

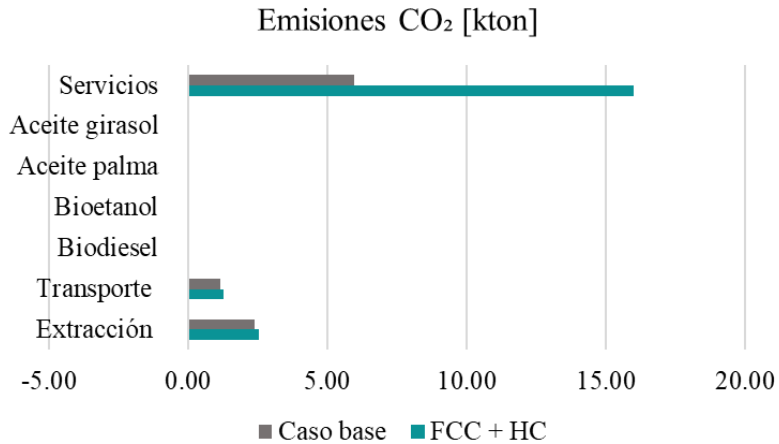
Cambio del flujo de entrada a las unidades de refinación en el Caso 6: FCC + HC respecto al caso base.



Las emisiones de CO₂ aumentaron en un 107% con respecto al caso base, debido al requerimiento de hidrógeno para el coprocesamiento en el HC. Por otro lado, las emisiones generadas por el uso de aceite de girasol fueron de -0.00098 kton, mientras que las de aceite de palma refinado fueron de -0.05 kton. Las emisiones por extracción de crudo aumentaron 0.16 kton debido al aumento de la demanda de este.

Figura 37.

Cambio de emisiones de CO₂ en el Caso 6: FCC + HC respecto al caso base.



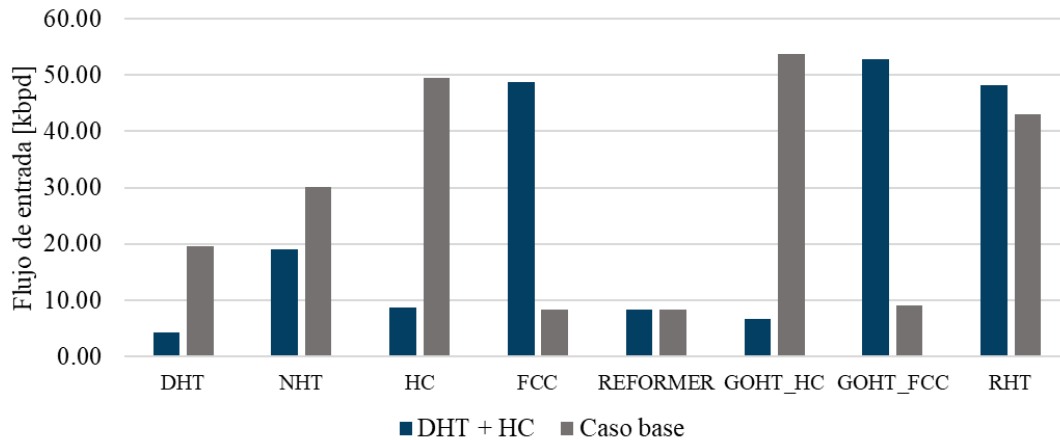
5.8 Caso 7: DHT + HC, coprocesamiento de aceite de palma refinado en la unidad de hidrotratamiento y coprocesamiento de aceite de girasol la unidad de hidrocrackeo catalítico

En los casos 7 y 8 donde se presenta el coprocesamiento simultáneo en DHT y HC no se alcanza la meta de producción de gasolina y diésel, debido a que ambas unidades son las principales productoras de diésel y al entrar en los modos de coprocesamiento disminuyen su producción. Por lo tanto, en ambos casos se elimina la restricción de producción de gasolina y diésel.

Para el coprocesamiento simultáneo de aceite de palma refinado en la unidad DHT y aceite de girasol en HC se demanda 173.75 kbpd de crudo, un 22% menos que el caso base. El VPN es de 3.6 MMUSD debido a que no tuvo que cumplir con la demanda de producción y el modelo maximiza el VPN. El flujo de entrada favorece la producción de gasolina en FCC y lo minimiza en las unidades en las que se coprocesa (Figura 38).

Figura 38

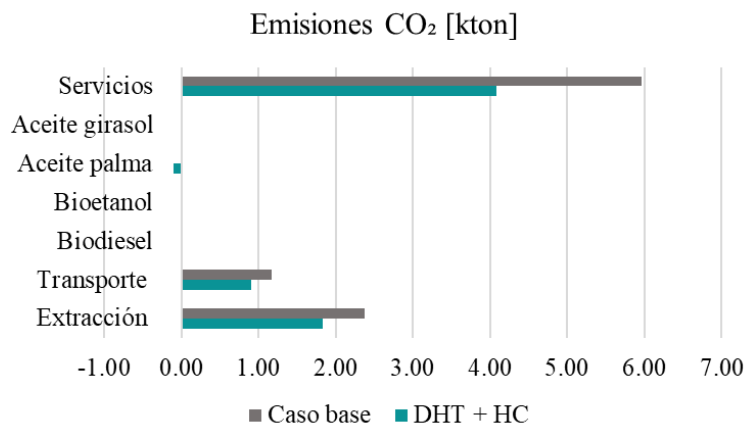
Cambio del flujo de entrada a las unidades de refinación en el Caso 7: DHT + HC respecto al caso base.



La producción de gasolina se mantiene en 83.33 kbpd y la de diésel es de 32.51 kbpd, es decir un 60% menor que el caso base. Las emisiones disminuyen debido a la disminución de demanda de crudo y que ambas unidades de coprocesamiento trabajan en mínima capacidad por lo que el requerimiento de hidrógeno se mantuvo al mínimo. Las emisiones asociadas a la producción de aceite refinado de palma fueron de -0.1 kton y de aceite de girasol de -0.0001 kton (Figura 39).

Figura 39

Cambio de emisiones de CO₂ en el Caso 7: DHT + HC respecto al caso base.



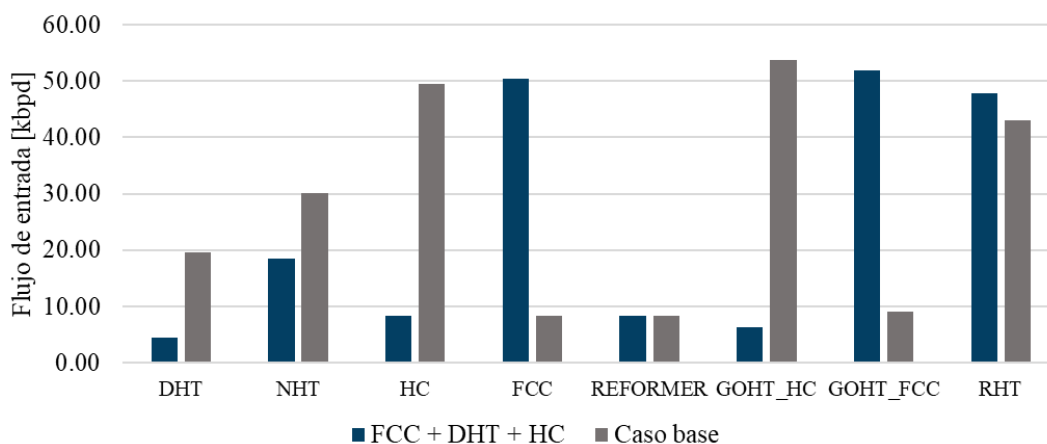
5.9 Caso 8: FCC + DHT + HC, coprocesamiento de aceite de palma refinado en la unidad de craqueo catalítico e hidrotratamiento y coprocesamiento de aceite de girasol la unidad de hidrocraqueo catalítico

El coprocesamiento en las tres unidades presenta un VPN de 3.2 MMUSD con una demanda de crudo de 170.9 kbpd. Se logra el coprocesamiento de 3.41 kbpd de aceite de palma refinado y 2.53 kbpd de aceite de girasol. La producción de gasolina se mantuvo en 83.33 kbpd y la producción de diésel fue de 32.59 kbpd, es decir 60% menos que la producción de diésel en el caso base.

El modelo opta por aumentar el flujo de entrada al FCC con el fin de aumentar la producción de gasolina maximizando el VPN. Como no hay requerimiento de producción de diésel, disminuye al máximo el flujo de entrada a DHT y HC (Figura 40).

Figura 40

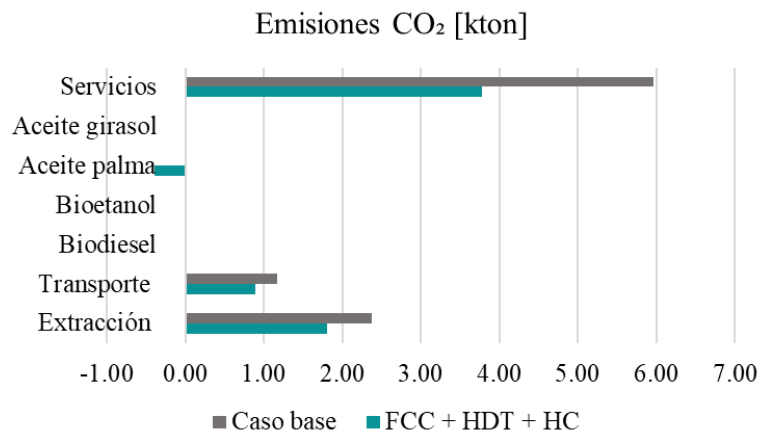
Cambio del flujo de entrada a las unidades de refinación en el Caso 8: FCC + DHT + HC respecto al caso base.



Las emisiones de CO₂ disminuyen en un 36% en comparación al caso base debido a la disminución de la extracción y transporte de crudo y se disminuye la demanda de hidrógeno (Figura 41).

Figura 41

Cambio de emisiones de CO₂ en el Caso 8: FCC + DHT + HC respecto al caso base.



El resumen de los resultados obtenidos en todos los casos se presenta en el **Anexo B**.

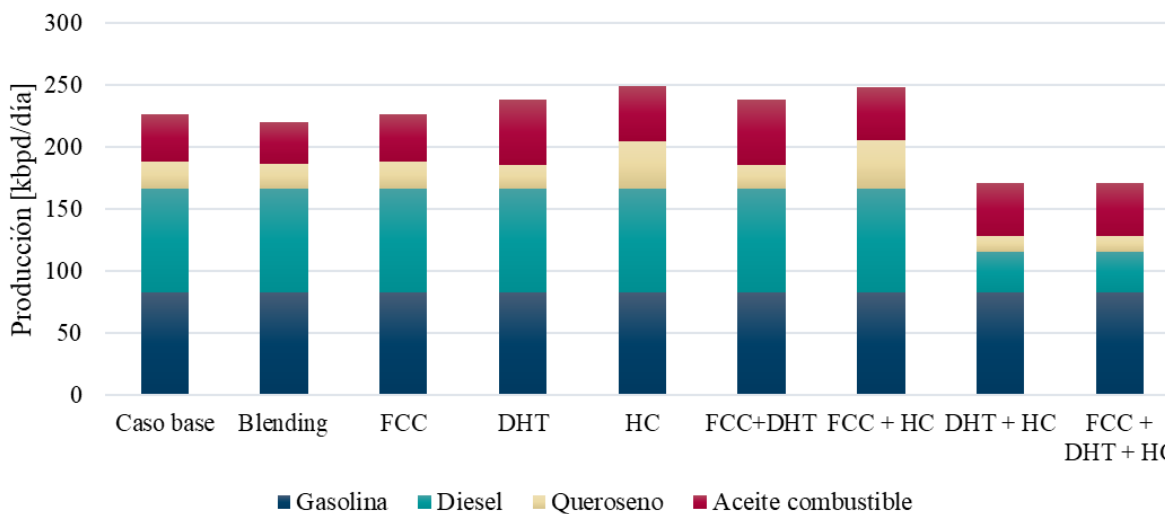
6 Análisis de resultados

La demanda de producción de diésel y gasolina se cumplió para la mayoría de los casos excepto el Caso 7: DHT + HC y el Caso 8: FCC + DHT + HC, debido a la disminución en los rendimientos de producción de diésel al entrar en el modo de operación de coprocesamiento en la unidad DHT y HC en simultáneo disminuye la producción de diésel.

Se observa que la producción de queroseno y aceite combustible varía en todos los casos de estudio, esto se da como consecuencia a que el modelo integra múltiples variables para cumplir con la demanda de gasolina y diésel, por lo que el cambio en la compra de crudos o en los flujos de entrada a las unidades de proceso afectan inevitablemente la producción de queroseno y aceite combustible.

Figura 42

Producción de la refinería en todos los escenarios de evaluación.

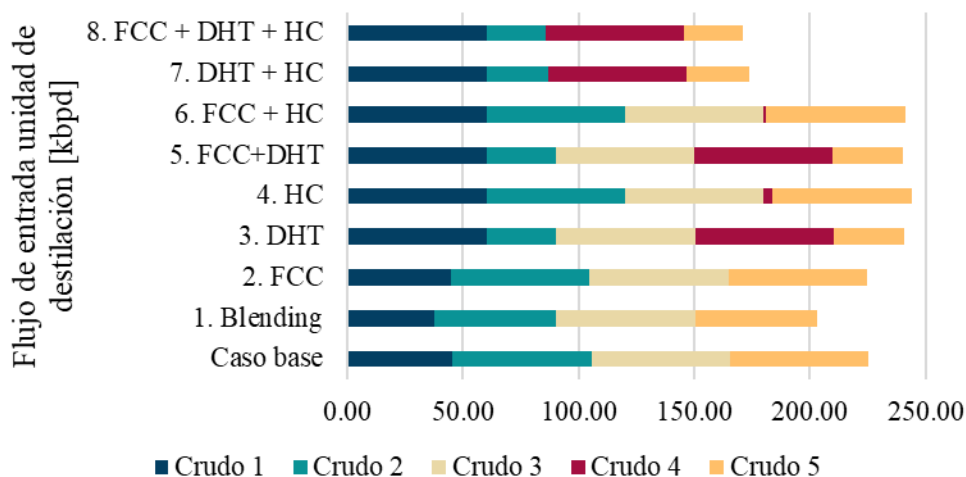


El desplazamiento de crudo cumpliendo con la demanda de producción de gasolina y diésel, se dio únicamente en el Caso 1: Blending y en el Caso 2: FCC (Figura 43). Se observa que tanto en el caso base como en los casos donde se cumple la demanda de producción, se prioriza la compra de crudo 3 puesto que presenta un mayor rendimiento para la producción de las corrientes de entrada a HC (principal productor de diésel). Por lo tanto, en estos casos el modelo prioriza la calidad del crudo frente al precio de compra del crudo.

En los casos donde no se cumple con la demanda de combustibles, disminuye el flujo de entrada a las unidades DHT y HC aumentando la compra de crudo 4 y llevando a cero la compra de crudo 3, dando prioridad a los crudos de menor precio.

Figura 43

Demanda de crudos en cada escenario de evaluación

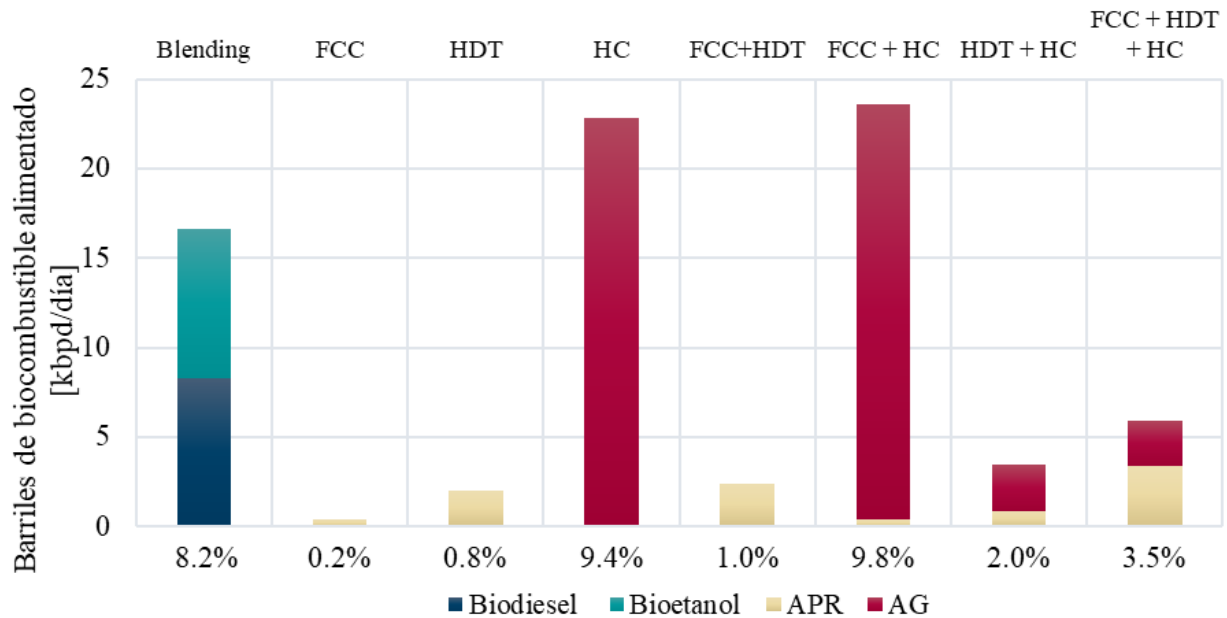


Los escenarios que lograron insertar un mayor flujo de biocombustibles fueron el Caso 4: HC y el Caso 6: FCC + HC, alcanzando un 9.8% y un 9.4% de materia prima de origen biogénico del flujo total alimentado en la refinería, respectivamente. El alto flujo de biocombustibles en ambos casos se debe a que, al cumplir con la producción de gasolina y diésel, aumenta el flujo total de entrada a la unidad HC, del cual el 30% es aceite de girasol. Aunque en ambos casos se obtuvo

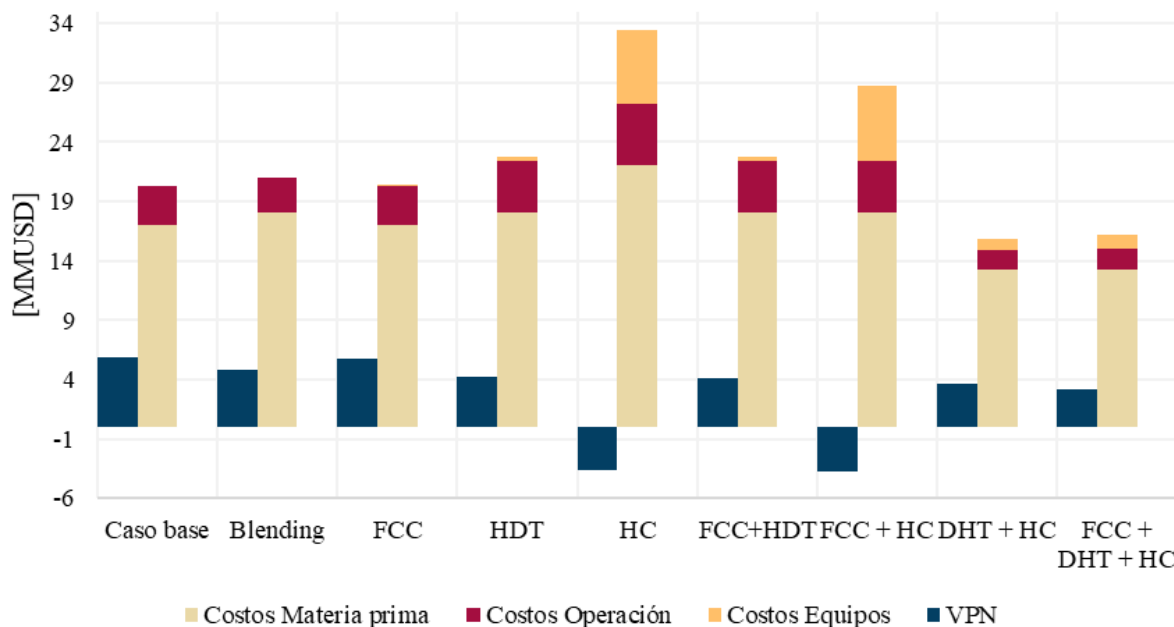
un flujo de biocombustibles superior a los 20 kbpd, la demanda de crudo también aumentó en 18.15 kbpd en el Caso 4: HC y en 15.57 kbpd en el Caso 6: FCC + HC.

Figura 44

Flujo de entrada de biocombustibles al proceso por escenario



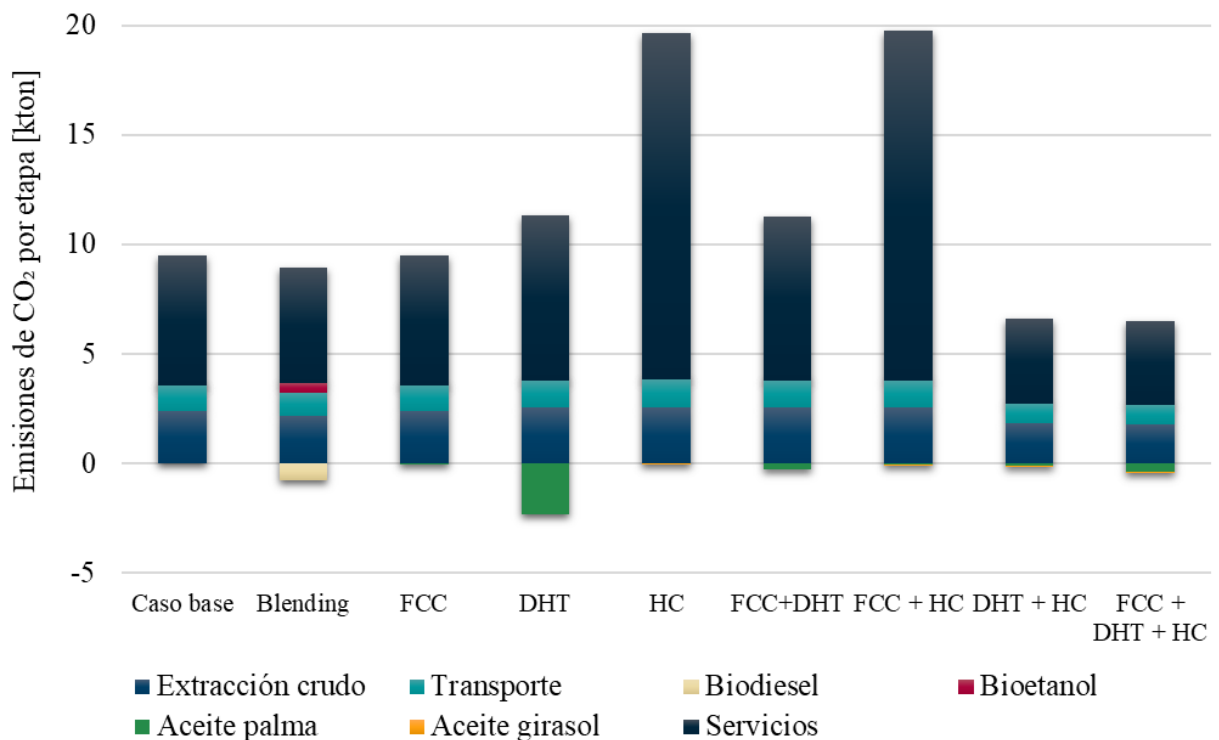
El aumento en el flujo de materia prima tanto en el Caso 4: HC y el Caso 6: FCC + HC contrajo la disminución del VPN en un 162% y 164% respectivamente (Figura 45). Por el momento, la inserción de alrededor del 30% de bioaceites para coprocesamiento no es económicamente viable. En el escenario Caso 2: Blending, la inserción de biocombustibles fue de 16.61 kbpd entre biodiesel y bioetanol. El VPN disminuye en tan solo un 17%, siendo el escenario donde se logra introducir mayor cantidad de biocombustibles con menor disminución de VPN. El costo de materia prima representa al menos el 80% de los costos en todos los escenarios.

Figura 45*Distribución de costos y VPN en cada caso de estudio*

La etapa que genera la mayor emisión de CO₂ en todos los escenarios es la de refinación, mediante la demanda de servicios industriales (Figura 46). Se observa un aumento considerable en las emisiones de CO₂ por servicios industriales en los escenarios los cuales se presenta coprocesamiento en DHT y HC, que cumplen con la demanda de productos, debido al requerimiento adicional de hidrógeno por el contenido de oxígeno en los biocombustibles. El Caso 1: Blending es el escenario con la mayor reducción de emisiones de CO₂, logrando una disminución del 14.08%, seguido del Caso 3: DHT, con una reducción del 5.43%.

Figura 46.

Emisiones de CO₂ asociadas a cada etapa del proceso en cada caso de estudio

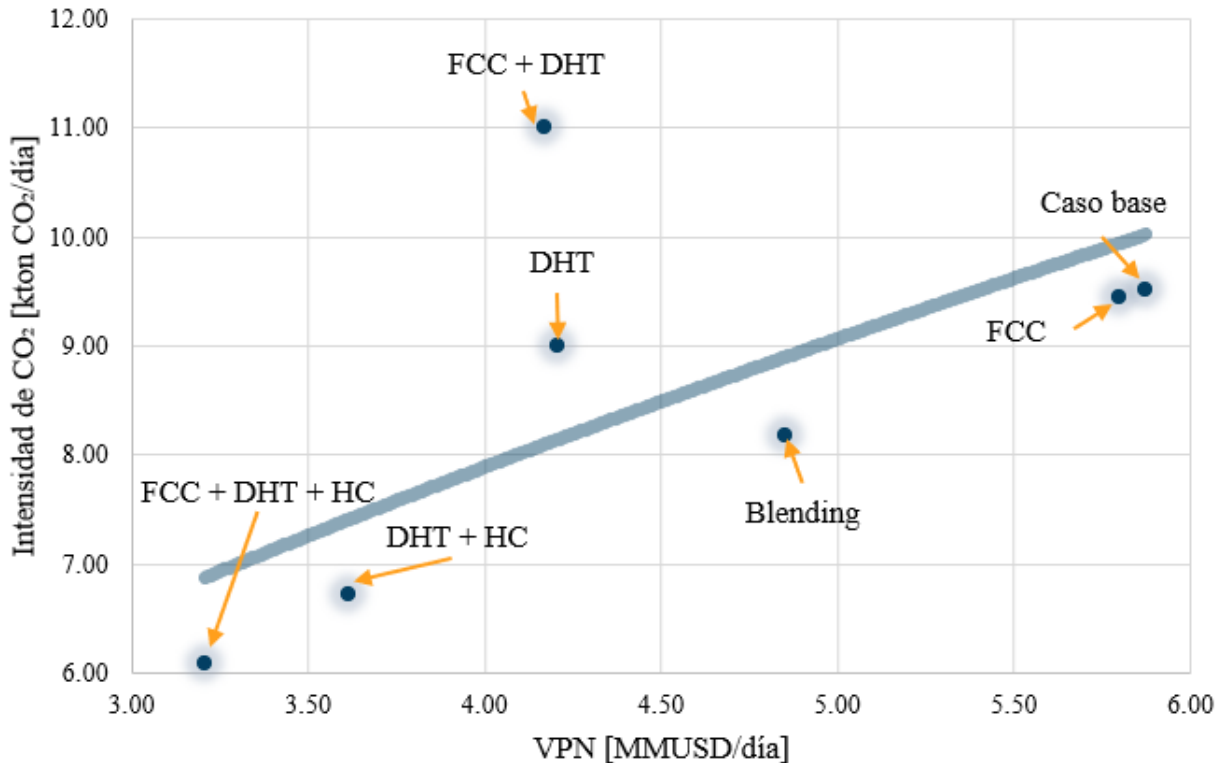


Se realizó una gráfica que muestra la relación entre el Valor Presente Neto (VPN) de los distintos escenarios evaluados y sus respectivas emisiones de CO₂ (Figura 47). Para este análisis, se excluyeron los dos escenarios en los que el VPN resultó negativo, ya que estos no cumplen ni con los objetivos económicos ni con los objetivos ambientales establecidos.

El análisis revela que los casos en los que se logra una disminución de las emisiones de CO₂ y se cumple con la demanda de producción de combustibles son el Caso 1: Blending, el Caso 2: FCC y el Caso 3: DHT.

Figura 47.

Comparación del VPN y emisiones de CO₂ para todos los casos de estudio



Se estimó el costo de reducir una kton de CO₂ diario en los tres escenarios en comparación con el caso base. Los costos son los siguientes: \$0.76 MMUSD/kton CO₂ para el Caso 1: Blending, \$1.14 MMUSD/kton CO₂ para el Caso 2: FCC y \$3.22 MMUSD/kton CO₂ para el Caso 3: DHT. Por lo tanto, la alternativa de inserción de biocombustibles en la cadena de valor del petróleo óptima es el blending de biocombustibles, ya que representa una mayor reducción de CO₂ a un menor costo en comparación con las otras alternativas.

Se evaluó únicamente la influencia de la variación de los costos de materia prima en el margen de ganancias y las emisiones de CO₂ para el Caso 1: Blending dado que esta materia prima se adquiere ya procesada y no implica la compra de equipos. Se observó que la intensidad de CO₂ no varió puesto que el blending se lleva a cabo en los pools de gasolina y blending y su producción está fija. El aumento del costo de materia prima en un 10% representa una disminución del VPN del 5% respecto al Caso 1: Blending (Tabla 20).

Tabla 20.

Influencia de la variación de los costos de materia prima en el margen de ganancias y las emisiones de CO₂ para el Caso 1: Blending

% de cambio	Intensidad de CO ₂ /día [kton CO ₂ /día]	VPN MMUSD/día	Costo	Variación VPN
			disminución de CO ₂	
10%	8.17	4.61	0.94	-4.9%
0	8.17	4.85	0.76	0%
-10	8.17	5.09	0.58	4.94%
-20	8.17	5.33	0.40	9.89%

7 Conclusiones

En este trabajo se abordó el problema de optimización para evaluar diferentes puntos de inserción de biocombustibles a partir de alternativas de coprocesamiento y blending en una refinería convencional. El objetivo fue seleccionar la alternativa que lograra la mayor disminución de CO₂ junto con el mayor Valor Presente Neto (VPN).

El análisis de alternativas de inserción de biocombustibles se formuló como un problema de síntesis de proceso, estableciendo una superestructura que integra tres rutas de coprocesamiento: aceite refinado de palma (AFP) tanto en FCC como en DHT, y aceite de girasol (AG) en HC; además de blending de biodiesel con diésel y bioetanol con gasolina. Se formuló un modelo de Programación No Lineal Mixta Entera (MINLP) para maximizar el VPN en cada escenario de evaluación, los cuales fueron resueltos exitosamente con GUROBI, obteniendo soluciones óptimas.

La formulación de la superestructura fue adecuada para abordar el problema, generando un modelo de optimización que responde a las restricciones de planificación de la refinería y a los cambios en las variables de entrada. Para el procesamiento, se prefiere el petróleo con mayor rendimiento y costo; cuando el crudo no cumple con los requisitos de producción, el modelo selecciona crudos de menor rendimiento. Los flujos intermedios varían según los crudos comprados, los porcentajes de mezcla de los biocombustibles y la capacidad de las unidades de proceso y los pools de gasolina y diésel.

Se evaluaron individualmente tres alternativas de coprocesamiento y se consideró su combinación para evaluar la posibilidad de coprocesamiento simultáneo. El blending se evaluó únicamente de forma individual. De los ocho escenarios evaluados, las vías de inserción de biocombustibles que cumplieron con la demanda de producción de combustibles fueron: Caso 1: Blending, Caso 2: FCC, y Caso 3: DHT. De estas, el Caso 1: Blending resultó ser la más

prometedora, ya que desplaza el mayor flujo de crudo (22.27 kbpd) respecto al caso base y presenta la mayor disminución de emisiones de CO₂ (1.34 kton de CO₂).

Los costos de reducir 1 kton de CO₂ diario en los tres escenarios fueron: \$0.76 MMUSD/kton CO₂ para el Caso 1: Blending, \$1.14 MMUSD/kton CO₂ para el Caso 2: FCC, y \$3.22 MMUSD/kton CO₂ para el Caso 3: DHT. Aunque en el Caso 2: FCC el costo de disminución de CO₂ es relativamente bajo, la reducción de emisiones de CO₂ fue casi nula debido al bajo porcentaje de mezcla de AFP, que fue del 5%.

Por otro lado, el coprocesamiento en HC se ve afectado por el alto porcentaje de mezcla de AG (30%), lo que causa un aumento excesivo de las emisiones de CO₂ debido a la mayor demanda de hidrógeno requerido para llevar a cabo el coprocesamiento, donde cabe recordar que en este trabajo se utilizó hidrógeno gris.

Finalmente, en el Caso 1: Blending, la variación en el precio de compra del biodiesel y el bioetanol no afecta significativamente las decisiones del modelo en comparación con el precio original. Con un aumento del 10% en el precio de los biocombustibles, el costo de disminución de emisiones es de \$0.94 MMUSD/kton de CO₂, manteniendo al Caso 1: Blending como la mejor alternativa.

Recomendaciones

Para futuras investigaciones, sería interesante considerar el uso de hidrógeno verde en el coprocesamiento de biocombustibles en las unidades DHT y HC. La integración de hidrógeno producido a partir de fuentes renovables podría mejorar la sostenibilidad del proceso, reducir la huella de carbono y asegurar que la mayor demanda de hidrógeno por el coprocesamiento no incremente las emisiones por servicios industriales. Este enfoque contribuiría al desarrollo de procesos más limpios y sostenibles en la refinación de combustibles.

Dado que ninguna combinación de escenarios cumplió con todas las restricciones del análisis, sería relevante explorar alternativas de coprocesamiento con un porcentaje de mezcla entre el 10% y el 20%, ya que en el Caso 3: DHT se presentó una disminución del 5% en las emisiones (la mayor entre todas las alternativas de coprocesamiento) con un porcentaje de mezcla del 20%..

Se recomienda llevar a cabo un análisis económico más detallado de la refinería, considerando la proyección de fluctuaciones en los costos y la oferta tanto de crudo como de biocombustibles. También es importante explorar las alternativas de coprocesamiento y blending en diferentes escenarios del mercado energético futuro. Este enfoque permitirá evaluar la viabilidad económica y preparar a la refinería para adaptarse a las posibles dinámicas y desafíos del sector energético en los próximos años.

Referencias Bibliográficas

- Bielansky, P., Weinert, A., Schönberger, C., & Reichhold, A. (2011). Catalytic conversion of vegetable oils in a continuous FCC pilot plant. *Fuel Processing Technology*. Obtenido de <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.07.021>
- Elgowainy, A., Han, J., Cai, H., Wang, M., Forman, G., & DiVita, V. (2010). Energy Efficiency and Greenhouse Gas Emission Intensity of Petroleum Products at U.S. Refineries. *Environmental Science & Technology*, 7612–7624. Obtenido de <http://dx.doi.org/10.1021/es5010347>
- Kachrimanidou, V., Ioannidou, S., Ladakis, D., Papapostolou, H., Kopsahelis, N., Koutinas, A., & Kookos, I. (2021). Techno-economic evaluation and life-cycle assessment of poly (3-hydroxybutyrate) production within a biorefinery concept using sunflower-based biodiesel industry by-products. *Bioresource Technology*. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.124711>
- (Marzo de 2022). Obtenido de U.S. Energy Information Administration: https://www.eia.gov/dnav/pet/pet_pri_refoth_dcu_nus_m.htm
- Abella, J., Motazed, K., & Bergerson, J. (2015). *Petroleum Refinery Life Cycle Inventory Model (PRELIM)*. Calgary. Obtenido de <https://www.ucalgary.ca/sites/default/files/teams/477/prelim-v1-0-documentation.pdf>
- Acero, J. L., & Edif, J. L. (2012). Simulación y Optimización de Procesos Químicos Curso académico. Obtenido de https://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/19734/6/Introduccion_MILP.pdf
- Agrocomprador. (2023). *Agrocomprador*. Obtenido de Precio actual de las Pipas en Origen - España: <https://www.agrocomprador.com/precios-pipas>
- Agronegocios. (2023). *Agronegocios*. Obtenido de PRECIOS DEL AGRO: <https://www.agronegocios.co/precios/aceite-girasol>
- Agronegocios. (2023). *Agronegocios*. Obtenido de <https://www.agronegocios.co/precios/aceite-de-palma>
- Ahmetovic, E., & Grossmann, I. E. (2011). Global superstructure Optimization for the desing of integrated process water networks. *American Institute of Chemical Engineers*, 434-457. doi:10.1002/aic.12276
- Alguero, M. (2023). Así crece la demanda de biocombustibles en Colombia y Santander es protagonista con biodiésel. *Vanguardia*. Obtenido de <https://www.vanguardia.com/economia/local/2023/04/26/asi-crece-la-demanda-de-biocombustibles-en-colombia-y-santander-es-protagonista-con-biodiesel/>
- Alhajri, L., J. Fung, Lo, J., Yañez, K., Elkamel, A., Alper, E., & Is, G. (2014). Optimization model for the integration of biomass into a conventional oil refinery. *Proceedings of the 2014 International Conference on Industrial Engineering and Operations Management*. Obtenido de <http://iieom.org/ieom2014/pdfs/253.pdf>

- Ali, A., Mustafa, M. A., & Yassin, K. E. (2021). A techno-economic evaluation of bio-oil co-processing within a petroleum refinery. *Biofuels*, 645-653. doi:10.1080/17597269.2018.1519758
- Al-Sabawi, M., & Chen, J. (2012). Hydroprocessing of Biomass-Derived Oils and Their Blends with Petroleum Feedstocks: A Review. *Energy & Fuels*. doi:dx.doi.org/10.1021/ef3006405
- Ancheyta, J., Sanchez, S., & Rodriguez, M. (2005). Kinetic modeling of hydrocracking of heavy oil fractions: A review. *Catalysis Today*. doi:10.1016/j.cattod.2005.08.015
- Anitescu, G., & Bruno, T. J. (2011). Liquid Biofuels: Fluid Properties to Optimize Feedstock Selection, Processing, Refining/Blending, Storage/Transportation, and Combustion. *Energy Fuels*, 324-348. Obtenido de <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ef201392s>
- Anu Nair, P., Sarath, S., Kumar, A., George, A., & DAS, A. (2018). Experimental Study on the Effects of Bio Ethanol Petrol Blends in a Spark Ignition Engine: Performance Analysis. *Springer, Cham*. doi:https://doi-org.bibliotecavirtual.uis.edu.co/10.1007/978-3-319-76276-0_33
- APPA Renovables. (2020). *APPA Renovables*. Obtenido de Ventajas de los biocarburantes: <https://www.appa.es/appa-biocarburantes/ventajas-de-los-biocarburantes/>
- Baca. (2011). En Baca, U. *Evaluación de proyectos* (5a ed.). México: Mc Graw Hill.
- Badrawada, I., & Susastriawan, A. (2019). Influence of ethanol-gasoline blend on performance and emission of four-stroke spark ignition motorcycle. *Clean Techn Environ Policy*, 1891-1896. doi:10.1007/s10098-019-01725-w
- Banco de la República de Colombia*. (Agosto de 2022). Obtenido de <https://www.banrep.gov.co/en>
- Barrero, A. (Diciembre de 2023). *Energías renovables*. Obtenido de <https://www.energias-renovables.com/panorama/las-emisiones-de-co2-procedentes-de-20231205>
- Belegundu, A. D., & Chandrupatla, T. R. (2011). *Optimization concepts and applications in engineering*. New york: Cambridge University Press.
- Berbel, L. R. (2010). Estudio de la viscosidad y densidad de diferentes aceites para su uso como biocombustible. *Universidad Politécnica de Cataluña*. Obtenido de <https://upcommons.upc.edu/handle/2099.1/9403>
- Bezergianni, S., Kalogianni, A., & Vasalos, L. (2009). Hydrocracking of vacuum gas oil-vegetable oil mixtures for biofuels production. *Bioresource Technology*. doi:10.1016/j.biortech.2009.01.018
- Bezergiannia, S., Dimitriadis, A., Kikhtyanin, O., & D. (2018). Refinery co-processing of renewable feeds. *Progress in Energy and Combustion Science*, 29-64. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2018.04.002>

- Bhatt, A. H., Zhang, Y., & Heath, G. (2020). Bio-oil co-processing can substantially contribute to renewable fuel production potential and meet air quality standards. *Applied Energy*, 286. doi:<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2020.114937>
- Biswas, S., & Sharma, D. (2021). A review on the co-processing of biomass with other fuels sources. *International Journal of Green Energy*, 793-811. doi:10.1080/15435075.2021.1880914
- Bongiovanni, R., & Tuninetti, L. (2021). Huella de carbono y huella energética del etanol anhidro producido en una mini destilería “minidest” en origen. *REVISTA DE INVESTIGACIONES AGROPECUARIAS*. Obtenido de <https://www.redalyc.org/journal/864/86469002014/html/>
- Bose, S. K., & Bhattacharya, S. (2009). A State Task Network model for scheduling operation in cascaded continuous processing units. *Computers and Chemical Engineering*, 33, 287-295.
- Calvo-Saad, M. J., Solís-Chaves, J. S., & Murillo-Arango, W. (2023). Suitable municipalities for biomass energy use in Colombia based on a multicriteria analysis from a sustainable development perspective. *Heliyon*. doi:<https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2023.e19874>
- Castillo, P., Castro, P., & Mahalec, V. (2017). Global Optimization Algorithm for Large-Scale Refinery Planning. *Industrial and Engineering Chemistry*, 530-548. doi:10.1021/acs.iecr.6b01350
- Centro de Análisis de Información sobre Dióxido de Carbono, D. d. (2016). *Banco Mundial*. Obtenido de <https://datos.bancomundial.org/indicador/EN.ATM.CO2E.LF.KT>
- Chan, Y. H., Cheah, K. W., How, B. S., Minh Loy, A. C., Shahbaz, M., Gurdeep Singh, H. K., . . . Ngan, S. L. (2019). An overview of biomass thermochemical conversion technologies in Malaysia. *Science of The Total Environment*, 105-123. doi:<https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.04.211>
- Cubides, J. L., & Mallama, R. A. (2017). *Diseño Conceptual de una Planta Piloto para el Proceso de Refinación de Aceite Crudo para el uso alimenticio*. Bogotá D.C.: Fundación Universidad de América. Obtenido de <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6596/1/6121955-2017-2-IQ.pdf>
- Daoutidis, P., Marvin, W. A., Rangarajan, S., & Torres, A. I. (2013). Engineering Biomass Conversion Processes: A Systems Perspective. *AIChE JOURNAL*, 3-18. doi:<https://doi.org/10.1002/aic.13978>
- Datosmacro*. (Septiembre de 2023). Obtenido de Expansión: <https://datosmacro.expansion.com/materias-primas/brent>
- De Meyer, A., Casttrysse, D., Rasinmäki, J., & Orshoven, V. (2014). Methods to optimise the design and management of biomass-for-bioenergy supply chains: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 657-670. doi:<https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.12.036>

- De Paz Carmona, J., de la Torre Alfaro, O., Brito Alayón, A., Romero Vázquez, M., & Macías Hernández, J. (2019). Co-processing of straight run gas oil with used cooking oil and animal fats. *Fuel*. doi:<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.05.166>
- Demirbas, A. (2009). *Biorenewable Liquid Fuels*. Springer. doi:10.1007/978-1-84882-011-1_4
- Dirección Técnica de Gestión de Gas Combustible. (2023). *superservicios.gov.co*. Obtenido de Superintendencia de Servicios Públicos: <https://www.superservicios.gov.co/sites/default/files/inline-files/Boletin-tarifario-gas-por-redes-I-Trimestre-2023.pdf>
- Dyk, S. V., Su, J., Mcmillan, J. D., & Sadelr, J. J. (2019). Potential synergies of drop-in biofuel production with further co-processing at oil refineries. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 13, 760-775. doi:<https://doi.org/10.1002/bbb.1974>
- Ecopetrol*. (2 de Septiembre de 2023). Obtenido de <https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/Home/multisitios/comercial/es/precios/precios-vigentes/precios-vigentes!/ut/p/z1/pZLLUoMwFlafxQVLyUmCNXWXIFDqhcv0gtk44GDKDCUdijK-vTi6EMvQqmeXzPedzH9OkEQJklX6Wqi0KXSvlt35QU4eAz5jmFkQMMIYRNPQvqSOL9wQo3Uf8OwbF6IZdZeLFf>
- Ecopetrol. (2023). *Precios vigentes*. Obtenido de Ecopetrol: <https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/Home/multisitios/comercial/es/precios/precios-vigentes/precios-vigentes!/ut/p/z1/pZLLUoMwFlafxQVLyUmCNXWXIFDqhcv0gtk44GDKDCUdijK-vTi6EMvQqmeXzPedzH9OkEQJklX6Wqi0KXSvlt35QU4eAz5jmFkQMMIYRNPQvqSOL9wQo3Uf8OwbF6IZdZeLFf>
- Enterdata. (2020). *Enterdata*. Obtenido de <https://datos.enerdata.net/petroleo-crudo/datos-produccion-energia-mundial.html>
- Espinoza Pérez, A. T., Camargo, M., Narváez Rincón, P. C., & Marchant, M. A. (2017). Key challenges and requirements for sustainable and industrialized biorefinery supply chain design and management: a bibliographic analysis. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 350-359. doi:<https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.11.084>
- Fedebiocombustibles. (2023). Demanda de biocombustibles en Colombia cierra el 2022 en positivo y augura un 2023 para el sector consolidado. *La Nota Económica*.
- FedeBiocombustibles. (septiembre de 2023). *FedeBiocombustibles*. Obtenido de <https://fedebiocombustibles.com/statistics/#>
- Fedepalma . (29 de Abril de 2022). *ACIS*. Obtenido de Asociación Colombiana de Informática, Sistemas y Tecnologías Afines: <https://acis.org.co/portal/content/pesar-del-incremento-de-precios-colombia-cuenta-con-producci%C3%B3n-de-aceite-de-palma-suficiente>

- FedePalma*. (Agosto de 2022). Obtenido de <https://web.fedepalma.org/precios-de-referencia-del-fondo-de-fomento-palmero>
- Foster, S., & Elzinga, D. (2022). *El papel de los combustibles fósiles en un sistema energético sostenible*<https://www.un.org/es/chronicle/article/el-papel-de-los-combustibles-fosiles-en-un-sistema-energetico-sostenible>. Obtenido de Naciones Unidas: <https://www.un.org/es/chronicle/article/el-papel-de-los-combustibles-fosiles-en-un-sistema-energetico-sostenible>
- Foster, S., & Elzinga, D. (s.f.). *El papel de los combustibles fósiles en un sistema energético sostenible*<https://www.un.org/es/chronicle/article/el-papel-de-los-combustibles-fosiles-en-un-sistema-energetico-sostenible>. Obtenido de Naciones Unidas: <https://www.un.org/es/chronicle/article/el-papel-de-los-combustibles-fosiles-en-un-sistema-energetico-sostenible>
- Gallagher, D. (Octubre de 2018). Obtenido de Renewable diesel unit up and running at Cherry Point: <https://www.bellinghamherald.com/news/business/article220440550.html>
- Galvis, M. (2021). Los retos en el aprovechamiento de la biomasa en Colombia como fuente de energía. *Visionarios Magdalena*. Obtenido de <https://visionariosmagdalena.com/potencial-energetico-de-la-biomasa-en-colombia-retos-y-desafios-en-el-aprovechamiento-de-residuos-agricolas/>
- Garraín, D., Herrera, I., Lechón, Y., & Lago, C. (2014). Well-to-Tank environmental analysis of a renewable diesel fuel from vegetable oil through co-processing in a hydrotreatment unit. (Elsevier, Ed.) *Biomass and Bioenergy*, 239-249. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2014.01.035>
- Global Petrol Prices. (Agosto de 2022). *Global Petrol Prices*. Obtenido de <https://es.globalpetrolprices.com/>
- Global Petrol Prices*. (Septiembre de 2023). Obtenido de https://es.globalpetrolprices.com/Colombia/kerosene_prices/
- Grossman, I. E. (1996). Mixed-Integer optimization techniques for algorithmic process synthesis. *Advances in chemical engineering*, 23.
- Grossmann, I., & Santibanez, J. (1980). APPLICATIONS OF MIXED-INTEGER LINEAR PROGRAMMING IN PROCESS SYNTHESIS. *Computers and Chemical Engineering*, 205-214. doi:[https://doi.org/10.1016/0098-1354\(80\)85001-0](https://doi.org/10.1016/0098-1354(80)85001-0)
- Gudynas, E. (2018). *Los nudos del petróleo en Colombia: ambiente y ciencia, política y democracia*. Obtenido de Palabras al Margen: <https://gudynas.com/wp-content/uploads/GudynasCienciaPetroleoPolíticasPMargenEne18F.pdf>
- Guerrero, A. H. (2016). *Estudio de factibilidad para el procesamiento de aceite de girasol (Helianthus annuus) en el cantón Urcuquí y su comercialización a nivel nacional*. Ibarra: Universidad Técnica del Norte. Obtenido de

<https://repositorio.utn.edu.ec/bitstream/123456789/6847/1/03%20AGN%20019%20TRA%20BAJO%20GRADO.pdf>

- Han, X., Wang, H., Zeng, Y., & Liu, J. (2021). Advancing the application of bio-oils by co-processing with petroleum. *Energy Conversion and Management: X*. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.ecmx.2020.100069>
- Hashim, H., Narayanasamy, M., Yunus, N. A., Shuin, L. J., Muis, Z. A., & Ho, W. S. (2017). A cleaner and greener fuel: Biofuel blend formulation and emission assessment. *Journal of Cleaner Production*, 208-217. doi:<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.06.021>
- Hossain, M. A., Jewaratnman, J., & Ganesan, P. (2016). Prospect of hydrogen production from oil palm biomass by thermochemical process – A review. *International Journal of Hydrogen Energy*, 16637-16655. doi:<https://doi-org.bibliotecavirtual.uis.edu.co/10.1016/j.ijhydene.2016.07.104>
- Ibarra Vega, D., & Olivar Tost, G. (2018). Aproximación sistémica de la sostenibilidad en la producción de Bioetanol. *Revista de Investigación Agraria y Ambiental*. Obtenido de <https://doi.org/10.22490/21456453.2042>
- Ibarra-Gonzales, P., & Rong, B.-G. (2019). A review of the current state of biofuels production from lignocellulosic biomass using thermochemical conversion routes. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 1523-1535. doi:<https://doi.org/10.1016/j.cjche.2018.09.018>
- Index Mundi*. (Agosto de 2022). Obtenido de <https://www.indexmundi.com/es/precios-de-mercado/?mercancia=madera-dura&meses=60&moneda=cop>
- Kainthola, J., Kalamdhad, A. S., & Goud, V. V. (2019). A review on enhanced biogas production from anaerobic digestion of lignocellulosic biomass by different enhancement techniques. *Process Biochem*, 81-90. doi:<https://doi.org/10.1016/j.procbio.2019.05.023>
- Kalligeros, S., Zannikos, F., Stournas, L., Anastopoulos, S., Teas, C., & Sakellaropoulos, F. (2003). An investigation of using biodiesel/marine diesel blends on the performance of a stationary diesel engine. *Biomass and Bioenergy*, 141 – 149. doi:[https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(02\)00092-2](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(02)00092-2)
- Knorr, D., Lukas, J., & Schoen, P. (2013). *Production of Advances Biofuels via Liquefaction*. National Renewable Energy Laboratory. Obtenido de <https://www.nrel.gov/docs/fy14osti/60462.pdf>
- Kondili, E., Pantelides, C., & Sargent, R. W. (1993). A general algorithm for short-term scheduling of batch operations—I. MILP formulation. *Computers & chemical engineering*, 211-227. doi:[https://doi.org/10.1016/0098-1354\(93\)80015-F](https://doi.org/10.1016/0098-1354(93)80015-F)
- Lang, T., & Osman, S. (Noviembre de 2016). *Climate Action*. Obtenido de Reserve: <https://www.climateactionreserve.org/wp-content/uploads/2016/11/Mexico-Boiler-Efficiency-Project-Protocol-V1.0-Espanol.pdf>

- Lappas, A. A., Bezergianni, S., & Vasalos, I. A. (2009). Production of biofuels via co-processing in conventional refining processes. *Catalysis Today*, 55-62. doi:<https://doi.org/10.1016/j.cattod.2008.07.001>
- Lechón, Y., Cabal, H., De la Rúa, C., Lago, C., Sáez, R., & San Miguel, M. (2006). Obtenido de Análisis de Ciclo de Vida de Combustibles Alternativos para el Transporte.: https://rdgroups.ciemat.es/documents/10907/12207/Analisis2_p8.pdf/ccb89843-ba82-4845-a995-5ce97063953c
- Lee, U., Lu, Z., Sun, P., & Wang, M. (Febrero de 2022). *Carbon Intensities of Refining Products in Petroleum Refineries with Co-Processed Biofeedstocks*. Obtenido de Argonne National Laboratory: <http://www.osti.gov>
- Lee, U., Lu, Z., Sun, P., & Wang, M. (Febrero de 2022). *Carbon Intensities of Refining Products in Petroleum Refineries with Co-Processed Biofeedstocks*. Obtenido de Argonne National Laboratory: <http://www.osti.gov>
- Li, J., Jianjun, D., Liu, G., Zhang, H., Gao, Z., Fu, J., & He, Y. (2016). Biochar from microwave pyrolysis of biomass: A review. *Biomass and Bioenergy*, 228-244. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2016.09.010>
- Lindfors, C., Elliott, D., Prins, W., Oasmaa, A., & Lehtonen, J. (2022). Co-processing of Biocrudes in Oil Refineries. *Energy&Fuels*. doi:<https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.2c04238>
- López, J. (10 de Agosto de 2023). *Hidrógeno verde*. Obtenido de <https://hidrogeno-verde.es/>: <https://hidrogeno-verde.es/cuando-sera-mas-barato-producir-hidrogeno-verde-que-gris/>
- Mahmud, S., Haider, R. A., Shahriar, T. S., Salehin, S., Hasan, M. A., & Johansson, M. T. (2022). Bioethanol and biodiesel blended fuels- Feasibility analysis of biofuel feedstocks in Bangladesh. *Energy Reports*, 8, 1741-1756. doi:<https://doi.org/10.1016/j.egyr.2022.01.001>
- Marques, S., Alves, L., Roseiro, J., & Gírio, F. (2008). Conversion of recycled paper sludge to ethanol by SHF and SSF using *Pichia stipitis*. *Biomass and Bioenergy*, 400-406. doi:<https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2007.10.011>
- Martín, M., Gani, R., & Mujtaba, I. M. (2022). Sustainable process synthesis, design, and analysis: Challenges and opportunities. *Sustainable Production and Consumption*, 686-705. doi:<https://doi.org/10.1016/j.spc.2022.01.002>
- Martínez-González, A., Casas-Leuro, O., Acero-Reyes, J., & Castillo-Monroy, E. (2011). COMPARISON OF POTENTIAL ENVIRONMENTAL IMPACTS ON THE PRODUCTION AND USE OF HIGH AND LOW SULFUR REGULAR DIESEL BY LIFE CYCLE ASSESSMENT. *CT&F - Ciencia, Tecnología y Futu*. Obtenido de <https://ctyf.journal.ecopetrol.com.co/index.php/ctyf/article/view/233/107>
- Martínez-Jaramillo, J. E., Arango-Aramburo, S., & Giraldo-Ramírez, D. P. (2019). Sustainable Energy Technologies and Assessments. *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, 97-109. doi:<https://doi.org/10.1016/j.seta.2019.05.009>

- Mencarelli, L., Chen, Q., Pagot, A., & Grossmann, I. E. (2020). A review on superstructure optimization approaches in process. *ELSEVIER*. doi:<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2020.106808>
- Mercado de derivados de commodities energéticos. (2023). *Mercado de derivados de commodities energéticos*. Obtenido de Derivex: <https://www.derivex.com.co/resources/documentos/644.pdf>
- Min Minas y Min ambiente. (07 de Abril de 2021). Resolución 40103. Obtenido de <https://fedebiocombustibles.com/wp-content/uploads/2022/05/RES40103.pdf>
- Ministerio de Agricultura. (2022). *Evaluaciones Agropecuarias 2019-2022*. Ministerio de Agricultura. Obtenido de <https://experience.arcgis.com/experience/17859d5712b046fca6b0df5781e0b560/page/EVAs/>
- Ministerio de Agricultura. (2023). *La palma de aceite colombiana en cifras, balance 2022 y retos 2023*. Obtenido de <https://www.agronet.gov.co/Noticias/Paginas/La-palma-de-aceite-colombiana-en-cifras,-balance-2022-y-retos-2023.aspx>
- Ministerio de Ambiente Gobierno de Valencia. (2017). Obtenido de <https://mediambient.gva.es/documents/163279113/163282688/Anexo-VII/ad977e69-a488-4480-aebe-512074951e9e;jsessionid=214C1F9AD81021BA80C134AA78902441?version=1.2>
- Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible. (2020). *Colombia reducirá en un 51% sus emisiones de gases efecto invernadero para el año 2030*. Obtenido de Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible: <https://www.minambiente.gov.co/colombia-reducira-en-un-51-sus-emisiones-de-gases-efecto-invernadero-para-el-ano-2030/>
- Ministerio de Minas y energía. (10 de Julio de 2007). Obtenido de <https://www.mincit.gov.co/temas-interes/reglamentos-tecnicos/ministerio-de-minas-y-energia/decreto-2629-de-2007.aspx>
- Ministerio de Minas y Energía. (2021). Resolución 40111 de 2021. Obtenido de https://www.minenergia.gov.co/documents/3040/48895-Res_40111__MezclasBios_B12_042021.pdf
- Mishra, P., Krishnan, S., Rana, S., Singh, L., Sakinah, M., & Wahid, Z. A. (2019). Outlook of fermentative hydrogen production techniques: An overview of dark, photo and integrated dark-photo fermentative approach to biomass. *Energy Strategy Reviews*, 27-37. doi:<https://doi.org/10.1016/j.esr.2019.01.001>
- Moura, P., Henriques, J., Alexandre, J., Oliveira, A. C., Abreu, M., Gírio, F., & Catarino, J. (2022). Sustainable value methodology to compare the performance of conversion technologies for the production of electricity and heat, energy vectors and biofuels from waste biomass. *Cleaner Waste Systems*. doi:<https://doi.org/10.1016/j.clwas.2022.100029>

- Muhsin, W., & Zhang, J. (2019). Economic Assessment of a Crude Oil Hydrotreating Process. *Chemical Engineering Transaction*, 76, 481-486. doi:10.3303/CET1976081
- Muñoz, J., & Beleño, W. (2021). Análisis del potencial del uso de hidrógeno verde para reducción de emisiones de. *Universidad Industrial de Santander*. Obtenido de <https://noesis.uis.edu.co/server/api/core/bitstreams/5790c857-1505-40c7-af10-d4730da714a6/content>
- Nagi, J., Ahmed, S., & Nagi, F. (2008). Palm Biodiesel an Alternative Green Renewable Energy for the Energy Demands of the Future. *International Conference on Construction and Buildings*, 79-94. Obtenido de https://www.researchgate.net/publication/284892057_Palm_biodiesel_an_alternative_green_renewable_energy_for_the_energy_demands_of_the_future
- Nocedal, J., & Wright, S. J. (2006). *Numerical Optimization*. New York: Springer.
- Orjuela, J. A., Huertas, I., Figueroa, J. C., Kalenatic, D., & Kadena, K. (2011). Potencial de producción de bioetanol a partir de caña panelera: dinámica entre contaminación, seguridad alimentaria y uso del suelo. *Ingeniería*, 16, 6-26. Obtenido de <http://hdl.handle.net/11349/19747>
- Palacio-Ciro, S., & Vasco-Correa, C. A. (2020). Renewable and Sustainable Energy Reviews. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110316>
- PalmaAceite S.A. (2023). *PalmaAceite*. Obtenido de Precio de la fruta: <https://palmaceite.com/fruta/>
- Pérez Restrepo, C. A. (2023). El aceite de palma como caso de internacionalización del agro colombiano. *La República*. Obtenido de <https://www.larepublica.co/especiales/la-palma-que-transforma-el-agro/el-aceite-de-palma-como-caso-de-internacionalizacion-del-agro-colombiano-3632138>
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant desing and economics for chemical engineers*. Singapore: McGraw-Hill.
- Pinho, A., Almeida, M., Mendes, F., Ximenes, V., & Casavechia, L. (2015). Co-processing raw bio-oil and gasoil in an FCC Unit. *Fuel Processing Technology*, 159-166. doi:<https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2014.11.008>
- Pinto, F., André, R., Costa, P., Carolino, C., Lopes, H., & Gulyurtlu, I. (2011). *Gasification Technology and Its Contribution to Deal with Global Warming*. Londres: Grammelis P. Obtenido de https://link.springer.com/chapter/10.1007/978-1-84996-393-0_7
- Portafolio. (14 de Febrero de 2022). Sector de los biocombustibles fija su hoja de ruta para 2022. *Portafolio*. Obtenido de <https://www.portafolio.co/economia/sector-de-los-biocombustibles-fija-su-hoja-de-ruta-para-2022-561706>
- Pyomo. (2022). Obtenido de Pyomo: <http://www.pyomo.org/about>

- Ramirez-Contreras, N. E., Munar-Florez, D. A., Garcia-Nuñez, J. A., Mosquera-Montoya, M., & Faaij, A. P. (June de 2020). The GHG emissions and economic performance of the Colombian palm oil sector; current status and long-term perspectives. *Journal of Cleaner Production*. doi:<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.120757>
- Ramirez-Contreras, N., Munar-Florez, D., Garcia-Nuñez, J., Mosquera-Montoya, M., & P.C. Faaij, A. (2020). The GHG emissions and economic performance of the Colombian palm oil sector; current status and long-term perspectives. *Journal of Cleaner Production*. doi:<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.120757>
- Ricker, C., Barron, J., & Hamilton, M. (2017). Changing quality mix is affecting crude oil price differentials and refining decisions. *U.S. Energy Information Administration*. Obtenido de <https://www.eia.gov/todayinenergy/detail.php?id=33012>
- Rispoli, G. (2020). Biorefineries and green diesel: process and. En *Catalysis, Green Chemistry and Sustainable Energy* (págs. 65-76). Italy: Elsevier B.V. doi:<https://doi.org/10.1016/B978-0-444-64337-7.00005-7>
- Rodríguez, J., Ruiz-Ochoa, M., & Meneses, A. (2015). Revisión de los factores de emisión en las metodologías de huella de carbono en Colombia. *Revista Espacios*. Obtenido de <https://www.revistaespacios.com/a20v41n47/a20v41n47p06.pdf>
- Romero Perez, J. C., Vergara Echeverry, L. A., Peralta-Ruiz, Y. Y., & Gonzáles-Delgado, A. D. (2017). A Techno-Economic Sensivity Approach for Development of a Palm-base Biorefineries in Colombia. *Chemical Engineering Transactions*, 57, 13-18. doi:10.3303/CET1757003
- Saravanan, A. P., Pugazhendhi, A., & Mathimani, T. (2020). a comprehensive assessment of biofuel policies in the BRICS nations: Implementation, blending target and gaps. *Fuel*, 272. doi:<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.117635>
- SENDECO2. (Agosto de 2022). *SENDECO2*. Obtenido de <https://www.sendeco2.com/es/precios-co2>
- Shah, N. K., & Ierapetritoi, M. G. (2011). Short-term scheduling of a large-scale oil-refinery operations: Incorporating logistics details. *American Institute of Chemical Engineers*. Obtenido de <https://doi.org/10.1002/aic.12359>
- Snowden-Swan, L., Zhu, Y., Bearden, M., Seiple, T., Jones, S., Schimdt, A., . . . Elliot, D. (2017). *Conceptual Biorefinery Desing and Research Targeted for 2022: Hydrothermal Liquefaction Processing of Wet Waste to Fuels*. Richland: Pacific Northwest National Laboratory. Obtenido de https://www.researchgate.net/publication/322404412_Conceptual_Biorefinery_Design_and_Research_Targeted_for_2022_Hydrothermal_Liquefaction_Processing_of_Wet_Waste_to_Fuels
- Software and Shop. (2021). *Software and Shop*. Obtenido de <https://www.software-shop.com/producto/gams>

- Statista. (Abril de 2023). *Statista*. Obtenido de <https://es.statista.com/estadisticas/600689/demanda-mundial-diaria-de-petroleo-crudo/>
- Su, J., Cao, L., Tyler, J., Ringsred, A., Rensing, M., Dyk, S., . . . Saddler, J. (2021). Challenges in determining the renewable content of the final fuels after co-processing biogenic feedstocks in the fluid catalytic cracker (FCC) of a commercial oil refinery. *Elsevier Ltd*. doi:<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.120526>
- Su, L., Bernal, D. E., Grossmann, I. E., & Tang, L. (2023). Modeling for integrated refinery planning with crude-oil scheduling. *Chemical Engineering Research and Design*, 141-157. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2023.02.008>
- Suzihaque, M., Alwi, H., Ibrahim, U., Abdullah, S., & Haron, N. (2022). Biodiesel production from waste cooking oil: A brief review. *Materials Today: Proceedings*. doi:<https://doi.org/10.1016/j.matpr.2022.04.527>
- Thakur, A., & Kaviti, A. (2018). Progress in regulated emissions of ethanol-gasoline blends from a spark ignition engine, *Biofuels*. *Taylor & Francis*. doi:<https://doi.org.bibliotecavirtual.uis.edu.co/10.1080/17597269.2018.1464875>
- The Engineering ToolBox. (2023). *The Engineering ToolBox*. Obtenido de https://www.engineeringtoolbox.com/fuels-higher-calorific-values-d_169.html
- Tian, C., Li, B., Liu, Z., Zhang, Y., & Lu, H. (2014). Hydrothermal liquefaction for algal biorefinery: A critical review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 933-950. doi:<https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.030>
- Treid. (2022). Aumentan 64,71% las importaciones colombianas de aceite de girasol en los primeros 8 meses de 2021. *Treid*. Obtenido de <https://www.treid.co/post/aumentan-64-71-las-importaciones-colombianas-de-aceite-de-girasol-en-los-primeros-8-meses-de-2021>
- Treid. (6 de Enero de 2022). Aumentan 64,71% las importaciones colombianas de aceite de girasol en los primeros 8 meses de 2021. *Treid*. Obtenido de <https://www.treid.co/post/aumentan-64-71-las-importaciones-colombianas-de-aceite-de-girasol-en-los-primeros-8-meses-de-2021>
- Turton, R., Bailie, R., Whiting, W., & Shaeiwitz, J. (2009). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical*. Boston: Pearson Education, Inc.
- Twenergy. (2019). La biomasa en Colombia: el gran reto para generar energía sustentable. Obtenido de <https://twenergy.com/energia/biomasa/biomasa-en-colombia/>
- UPME. (2009). *Atlas del Potencial Energético de la Biomasa Residual en Colombia*. Obtenido de https://www1.upme.gov.co/siame/Documents/Atlas-Biomasa/Anexo_A_Biomasa_fuente_renovable_energia.pdf
- UPME. (2022). *Proyección Demanda Energía Eléctrica, Gas Natural y Combustibles Líquidos 2022 - 2036*. Unidad de Planeación Minero-Energética. Obtenido de

https://www1.upme.gov.co/DemandayEficiencia/Documents/Informe_proyeccion_demanda_energeticos.pdf

- UPME. (2023). *FECOC*. Obtenido de UPME: https://upme.gov.co/calculadora_emisiones/aplicacion/calculadora.html#collapseTwo
- Urricelqui, G. (2021). *Efecto de las condiciones de operación en el*. Universidad del País Vasco.
- Van de Kaa, G., Kamp, L., & Rezaei, J. (2017). Selection of biomass thermochemical conversion technology in the Netherlands: A best worst method approach. *Journal of Cleaner Production*, 32-39. doi:<https://doi.org.bibliotecavirtual.uis.edu.co/10.1016/j.jclepro.2017.07.052>
- Vasalos, I. A., Lappas, A., Kopalidou, E. P., & Kalogiannis, K. G. (2016). Biomass Catalytic Pyrolysis: Process Desing and economic Analysis. *WIREs Energy and Environment*, 5, 370-383. doi:<https://doi.org/10.1002/wene.192>
- Vega, L. P., Bautista, K. T., Campos, H., Daza, S., & Vargas, G. (2024). Biofuel production in Latin America: A review for Argentina, Brazil, Mexico, Chile, Costa Rica and Colombia. *Energy Reports*, 28-38. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.egyr.2023.10.060>
- Velázquez-Guevara, M. Á., Uribe-Ramírez, A. R., Gómez Castro, F. I., Segovia-Hernández, J. G., Hernandez, S., & Ponce Ortega, J. M. (2018). Optimal synthesis of mass echange network through a state-task representation superestructure. *Computer Aided Chemical Engineering*, 331-336. doi:<https://doi.org/10.1016/B978-0-444-64235-6.50061-9>
- Vita, L. (2020). Colombia sigue consolidándose como una potencia en fuentes de energías renovables. *La Republica*. Obtenido de <https://www.larepublica.co/especiales/colombia-potencia-energetica/colombia-sigue-consolidandose-como-una-potencia-en-fuentes-de-energias-renovables-2966300>
- Wu, L., Wang, Y., Zheng, L., Shi, M., & Li, J. (2019). Design and optimization of bio-oil co-processing with vacuum gas oil in a refinery. *Energy Conversion and Management*, 620-629. doi:<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.05.041>
- Wu, X.-F., Zhou, Q., Li, M.-F., Li, S.-X., Bian, J., & Peng, F. (2018). Conversion of poplar into bio-oil via subcritical hydrothermal liquefaction: Structure and antioxidant capacity. *Bioresource Technology*, 216-222. doi:<https://doi.org.bibliotecavirtual.uis.edu.co/10.1016/j.biortech.2018.09.032>
- Yan, Y., Manovic, V., Anthony, E., & Clough, P. (2020). Techno-economic analysis of low-carbon hydrogen production by sorption enhanced steam methane reforming (SE-SMR) processes. *Energy Conversion and Management*. doi:10.1016/j.enconman.2020.113530
- Yáñez, E., Meerman, H., Ramírez, A., Castillo, E., & Faaij, A. (2020). Assessing bio-oil co-processing routes as CO2 mitigation strategies in oil refineries. *Biofuels, bioproducts & biorefining*, 305-333. doi:10.1002/bbb.2163

- Yeomans, H., & Grossmann, I. E. (1999). A systematic modeling framework of superstructure optimization in process synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 703-731.
- Yue, D., You, F., & Snyder, S. (2014). Biomass-to-bioenergy and biofuel supply chain optimization: Overview, key issues and challenges. *Computers & Chemical Engineering*, 36-56.
- Yuen Lo , S. L., How, B. S., Leong, W. D., Teng, S. Y., Rhamdhani, M. A., & Sunarso, J. (2021). Techno-economic analysis for biomass supply chain: A state-of-the-art review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 110-164. doi:<https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110164>
- Zhang, S., Lei, Q., Wu, L., Wang, Y., Zheng, L., & Chen, x. (2022). Supply chain design and integration for the Co-Processing of bio-oil. *Energy*, 241. doi:<https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.122912>

Apéndices

Apéndice A. Nomenclatura de los parámetros y variables utilizadas en el modelo de la superestructura.

Variables positivas continuas

P_{js}	Producción [kbpd].
D_{js}	Demanda de productos [kbpd].
Q_{jjs}	Transferencia de volumen [kbpd].
DM_{jsm}	Demanda por modo de operación [kbpd].
PM_{jsm}	Producción por modo de operación [kbpd].
F_{sjm}	Flujo de entrada a una unidad de proceso por modo de operación [kbpd].
W_{jm}	Capacidad por modo de operación [kbpd].
$COMP_{jsp}$	Composiciones calculadas
$EQCOST$	Costo de equipos [MMUSD/kbpd].
$RWCOST$	Costo de materias primas [MMUSD/kbpd].
$O\&MCOST$	Costos de operación y mantenimiento [MMUSD/kbpd].
$QCOMP$	Propiedades por flujo másico
R_{jss}	Rendimiento de una corriente de entrada por modo de operación para el cálculo de propiedades.

Variables libres positivas

$COSTS$	Gastos totales por producción, costo de expansión e impuestos [MMUSD].
$INCOMES$	Ingresos totales por venta de productos [MMUSD].
NPV	Valor presente neto [MMUSD].

Variable binarias

Y_{jm}	1 si un modo de operación es elegido, 0 si no.
----------	--

Parámetros

$demanda_{js}$	Demanda de productos de clientes en la unidad j [kbpd].
$Utilities_{jm}$	Costo de servicios por kbpd alimentado [MMUSD/kbpd].
cf	Factor de capacidad de la refinería.
$Yield_{jsm}$	Rendimiento de productos en unidades de proceso por modo de operación.
WM_{sjm}^{min}	Capacidad mínima de operación por modo de operación [kbpd].
WM_{sjm}^{max}	Capacidad máxima de operación por modo de operación [kbpd].
$Precio_s^{venta}$	Precio de productos [MMUSD].
f_{jm}^s	Fracción de entrada de materia prima a una unidad de proceso por modo de operación.
$Cost_s^{Raw\ materials}$	Precio de adquisición de materia prima [MMUSD/kbpd].
$Cost_{jm}^{Equipment}$	Precio de adquisición de unidades de pretratamiento de biomasa [MMUSD/kbpd].
$Prop_{s'isp}$	Propiedades fijas.
$Rejection_{jsp}$	Facto de rendimiento/remoción de sg y sul

Indices

s	Productos.
j	Unidades de proceso.
m	Modo de operación
p	Propiedades

Sets

JU	Unidades de conversión de masa.
JR	Unidades con propiedades fijas
JN	Unidades de mezcla
JH	Hidrotratadores

<i>UM</i>	Unidades por modo de operación.
<i>NPU</i>	Unidades no productivas.
<i>CL</i>	Clientes.
<i>M</i>	Modos de operación.
<i>SU</i>	Proveedores.
<i>RW</i>	Materia prima.
<i>FP</i>	Productos finales.
<i>IP</i>	Productos intermedios

Apéndice B. Resultados de todos los escenarios de evaluación.**Tabla 1.***Consolidado de los resultados de todos los escenarios de evaluación.*

Caso	Crudo [kbpd]						Bioetanol [kbpd]	Bioetanol [kbpd]	APR [kbpd]	AG [kbpd]	Emisiones CO ₂ [kton]	VPN [MMUSD]	Producción [kbpd]	
	1	2	3	4	5	Total							Gasolina	Diesel
Caso base	45	60	60	0	60	225	0	0	0	9.51	5.87	83.33	82.75	
Caso 1. Blending	38	53	60	0	53	203	8.28	8.33	0	8.17	4.85	83.33	82.75	
Caso 2. FCC	45	60	60	0	60	225	0	0	0.43	9.45	5.80	83.33	82.75	
Caso 3. DHT	60	30	60	60	30	241	0	0	2.01	9.00	4.21	83.33	82.75	
Caso 4. HC	60	60	60	4	60	244	0	0	0	22.81	19.67	-3.66	83.33	82.75
Caso 5. FCC + DHT	60	30	60	60	30	240	0	0	2.42	0	11.00	4.17	83.33	82.75
Caso 6. FCC + HC	60	60	60	1	60	241	0	0	0.42	23.20	19.73	-3.73	83.33	82.75
Caso 7. DHT + HC	60	27	0	60	27	174	0	0	0.88	2.62	6.49	3.61	83.33	32.52
Caso 8. FCC + DHT + HC	60	25	0	60	25	171	0	0	3.41	2.53	6.08	3.21	83.33	32.59

