

Universidad Autónoma de Querétaro
Facultad de Química
Maestría en Ciencias de la Energía

Reducción del consumo energético del proceso de hidrotreamiento para
producción de bioturbosina mediante integración energética

Tesis

Que como parte de los requisitos para obtener el Grado de
Maestro en ciencias de la energía.

Presenta:

Ing. Ana Laura Moreno Gómez

Dirigido por:

Dra. Claudia Gutiérrez Antonio

Dra. Claudia Gutiérrez Antonio
Presidente

Dr. Fernando Israel Gómez Castro
Secretario

Dr. José Santos Cruz
Vocal

Dr. Rufino Nava Mendoza
Suplente

M.I.Q. Araceli Guadalupe Romero Izquierdo
Suplente

Centro Universitario, Querétaro, Qro.
Noviembre-2019
México

Agradecimientos

Agradezco al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por el apoyo otorgado durante este período.

Agradezco a Dios por darme siempre la mano y no soltarme, por la paciencia y sabiduría en este largo camino.

También extiendo mis más sinceros agradecimientos por su amistad invaluable por ayudarme cuando naufrago en el inmenso mar de la tiniebla de mis conocimientos a la Dra. Claudia Gutiérrez Antonio y al Dr. Fernando Israel Gómez Castro. Por su apoyo, por sus consejos durante la elaboración de este proyecto.

Agradezco a mis padres y hermanas por apoyarme a lo largo de mi vida, y por siempre creer en mí.

Agradezco a mis compañeros de posgrado por su gran compañía y colaboración, y en especial a Bruno y a Demetrio por siempre hacerme reír y enseñarme el valor de los amigos.

Agradezco a C.C.M por acompañarme en mis noches de desvelo.

Te agradezco y te amo, esto es para ti, gracias.

Agradezco a dios por ponerte a mi lado y ser el compañero de vida que ahora tengo.

Índice

I. Índice de figuras	v
II. Índice de tablas	vii
III. Resumen.....	x
IV. Abstract.....	xi
Capítulo 1 . Introducción	1
1.1 Consumo de petróleo y cambio climático	1
1.2 Biocombustibles	5
1.3 Combustible renovable de aviación.....	8
1.3.1 Proceso de hidrotratamiento	11
Capítulo 2 . Antecedentes	16
Capítulo 3 . Hipótesis	22
Capítulo 4 . Objetivos	22
4.1 Objetivo general.....	22
4.2 Objetivos específicos	22
Capítulo 5 . Metodología.....	23
5.1 Selección y modelado de la materia prima	23
5.2 Modelado del proceso de hidrotratamiento	25
5.2.1 Primera zona reactiva del proceso de hidrotratamiento.....	25
5.2.2 Segunda zona reactiva del proceso de hidrotratamiento	27
5.2.3 Modelado de la zona de separación.....	28
5.3 Análisis mediante el método punto de pliegue para proponer estrategias de integración energética.....	31
5.3.1 Conceptos claves de la metodología punto de pliegue	31

5.3.2 Metodología del punto de pliegue	33
5.4 Determinación del costo total anual, emisiones de CO₂ y precio de biocombustibles.	38
5.4.1 Método de Guthrie	38
5.4.2 Cálculo de costos de servicios auxiliares	44
5.4.3 Estimación de precios de venta.	50
5.4.4 Estimación de emisiones de CO ₂	52
5.4.5 Materiales empleados en la construcción de equipos de proceso.....	54
Capítulo 6 . <i>Análisis de Resultados</i>	56
6.1 Resultados del Escenario 1.....	56
6.1.1 Resultados de la zona reactiva del proceso.....	57
6.1.2 Resultados de la zona de separación.....	64
6.2 Resultados del Escenario 2.....	65
6.3 Resultados del Escenario 3.....	67
6.4 Resultados del Escenario 4.....	77
6.5 Evaluación económica y ambiental de los 4 escenarios de estudio	84
Capítulo 7 . <i>Conclusiones</i>.....	87
Apéndice A.....	88
A.1 Intercambiadores de calor	88
A.2 Recipientes de proceso e internos.....	90
A.3 Equipos de recuperación de potencia.....	91
Apéndice B.....	91
B.1 Artículo de divulgación	91
B.2 Trabajos en Congresos Nacionales	91
B.3 Estancia Nacional.	92
B.4 Capítulos de Libros	92
Capítulo 8 . <i>Referencias</i>	93

I. Índice de figuras

Figura 1.1: Porcentaje del uso del petróleo por diferentes sectores económicos del año de 1973-2015 (IEA, 2017).....	2
Figura 1.2: Refinamiento de petróleo por tipo de combustible del año de 1971 al 2015 medido en (Mt) (IEA, 2017).....	3
Figura 1.3: Precios del petróleo a lo largo de los años, en dólares por barriles de petróleo (Emerson, 2012).	4
Figura 1.4: Costo de la turbosina en México a lo largo del año 2017 (SIE., 2017).	5
Figura 1.5: Representación esquemática del proceso de hidrotratamiento para producción de bioturbosina (Gutiérrez-Antonio et al., 2016a).....	12
Figura 5.1: Secuencias propuestas de destilación, para el número de productos n=4.....	30
Figura 5.2: Secuencias de destilación seleccionadas para la purificación del efluente de la zona de reacción	31
Figura 6.1: Acondicionamiento de las corrientes de alimentación.	57
Figura 6.2: Esquema de la zona reactiva del proceso de hidrotratamiento.	58
Figura 6.3: Secuencia directa convencional de destilación.....	63
Figura 6.4: Secuencia convencional indirecta de destilación	66
Figura 6.5: Gran curva compuesta para la secuencia de destilación directa.	68
Figura 6.6: Cantidad de calor integrado en la secuencia de destilación directa.	69

Figura 6.7: Parte superior del diagrama de reja de la secuencia de destilación directa.	72
Figura 6.8: Parte inferior del diagrama de reja de la secuencia de destilación directa.	73
Figura 6.9: Simulación en Aspen de la integración energética de la secuencia de destilación directa.	76
Figura 6.10: Gran curva compuesta de la integración energética de la secuencia de destilación indirecta.	78
Figura 6.11: Gráfica de la cantidad de calor integrado de la secuencia de destilación indirecta.	78
Figura 6.12: Diagrama de reja de la parte superior del punto de pliegue de la secuencia indirecta.	80
Figura 6.13: Diagrama de reja de la parte inferior del punto de pliegue de la secuencia de destilación indirecta.	81
Figura 6.14: Simulación en Aspen de la integración energética de la secuencia de destilación indirecta.	83

II. Índice de tablas

Tabla 1.1. Clasificación de las materias primas de acuerdo con su generación (Álvarez, 2009).....	7
Tabla 1.2. Procesos de producción de bioturbosina (Romero-Izquierdo et al., 2016).....	10
Tabla 2.1. Estudios científicos y tecnológicos recientes de procesos de producción de bioturbosina (Gutiérrez-Antonio et al., 2017).	21
Tabla 5.1. Composición e peso del flujo de aceite derivado de grasas de pollo.	24
Tabla 5.2. Condiciones iniciales de materias primas y equipos de acondicionamiento, y cantidad de flujo de alimentación.	25
Tabla 5.3. Distribución de productos obtenidos por Hanafi et al. (2016).....	26
Tabla 5.4. Reacciones propuestas para el modelado de la hidroisomerización.	27
Tabla 5.5. Tabla problema para la realización del método de pliegue	33
Tabla 5.6. Recopilación de intervalos de temperatura para la generación de la gran curva compuesta.	37
Tabla 5.7. Parámetros de capacidad (A) para algunos equipos	39
Tabla 5.8. Valores F_d para el cálculo del módulo desnudo de compresores.....	42
Tabla 6.1. Consumo energético de los compresores y bombas utilizados para el acondicionamiento de la alimentación.	57
Tabla 6.2. Composición del efluente del reactor de hidrotreatmento, y rendimientos de cada producto.....	59
Tabla 6.3. Datos utilizados para la simulación del reactor de hidroisomerización (RPlug).....	61

Tabla 6.4. Distribución de productos de la corriente del reactor de hidroisomerización (RPlug).....	61
Tabla 6.5. Condiciones de operación de los equipos de acondicionamiento de la corriente ISOHDR.	63
Tabla 6.6. Variables de diseño de la secuencia convencional directa.	64
Tabla 6.7. Variables de diseño de la secuencia convencional indirecta.	66
Tabla 6.8. Nombre de las corrientes frías y calientes de la secuencia directa integrada.....	70
Tabla 6.9. Concentrado de intercambios del diagrama de rejillas por debajo del punto de pliegue.	74
Tabla 6.10. Desglose del consumo energético de los equipos que necesitan servicio de calentamiento, y porcentaje de ahorro gracias a la red de intercambio de energía.....	75
Tabla 6.11. Desglose del consumo energético de los equipos que requieren servicio de enfriamiento, y porcentaje de ahorro gracias a la red de intercambio de energía.....	75
Tabla 6.12. Nombre de las corrientes pertenecientes a los equipos de la secuencia de destilación indirecta	79
Tabla 6.13. Desglose del consumo energético de los equipos que necesitan servicio de calentamiento, y porcentaje de ahorro gracias a la red de intercambio de energía.....	82
Tabla 6.14. Desglose del consumo energético de los equipos que necesitan servicio de enfriamiento, y porcentaje de ahorro gracias a la red de intercambio de energía.....	82

Tabla 6.15. Costo de procesos de producción en (USD/año) y emisiones de CO₂ (ton /año) 84

Tabla 6.16. Comparación de los precios de materia prima, para la obtención de bioturbosina. 86

Dirección General de Bibliotecas UAQ

III. Resumen

El alto precio del petróleo, la contaminación generada por el uso de combustibles fósiles, el aumento de los gases que provocan el efecto invernadero y los desechos orgánicos generados. Han incentivado la búsqueda de nuevos combustibles como la bioturbosina. La bioturbosina puede generarse mediante distintos procesos de producción, siendo el de hidrot ratamiento uno de los más estudiados. Pero que requiere un alto consumo de energía. Aunado a esto el alto costo del precio del biocombustible obtenido está en función del costo de materia prima. Por ello, en el presente trabajo se propone el modelado e integración energética del proceso de hidrot ratamiento, mediante el software Aspen Plus versión 10.1, considerando el aceite obtenido de los pellejos de pollo como materia prima. Los resultados muestran que el uso de los aceites derivados de las grasas de pollo permite reducir en 94% el costo de la materia prima, en comparación con aceites de higuera, *Jatropha curcas* y microalgas. Por otra parte, la integración energética que se realiza por el método del punto de pliegue permite reducir los requerimientos de calentamiento y enfriamiento del proceso en 66% y 96%, respectivamente para los mejores escenarios. El precio de la bioturbosina fue calculado mediante la metodología propuesta por Romero-Izquierdo y el precio de los equipos se calculó con la metodología de Guthrie. Gracias a la integración energética y al ahorro en la materia prima se hace posible obtener un precio de la bioturbosina de 4.04 pesos por litro, y una reducción de 16.69% en las emisiones de dióxido de carbono.

Palabras claves: hidrot ratamiento, grasas de pollo, hidrocraqueo, hidroisomerización.

IV. Abstract

The high price of oil, the pollution generated by the use of fossil fuels, the increase in greenhouse gases and the generation of organic waste have encouraged the research for new fuels such as biojet fuel. Biojet fuel is generated by different production processes, being hydrotreatment one of the most studied. But it requires a high energy consumption. Furthermore, the high cost of the biofuel price obtained is mainly based on the cost of raw materials. Therefore, the present work proposes modelling and energy integration of the hydrotreatment process, using Aspen Plus software version 10.1, considering the oil obtained from chicken skins as raw material. The results show that the use of oils derived from chicken fats reduces the cost of the raw material by 94%, compared to castor oil, *Jatropha curcas* and microalgae. On the other hand, the energy integration carried out by the pinch point method reduces the heating and cooling requirements of the process by 66% and 96%, respectively. The price of biojet fuel was calculated using the methodology proposed by Romero-Izquierdo and the price of the equipment was calculated with Guthrie's methodology. Thanks to energy integration and savings in raw materials it is possible to obtain a biojet fuel price of 3.89 pesos per liter, and a 16.69% reduction in carbon dioxide emissions

Keywords: hydrotreating, chicken fat, hydroisomerization, hydrocracking.

Capítulo 1 . Introducción

Esta sección demuestra la finalidad de la investigación realizada abordando diferentes problemáticas como el cambio climático, la disminución de las reservas petroleras y el problema que esto ocasiona, la utilización oportuna de residuos con el fin de promover un segundo y disminuir la contaminación que ellos ocasionan. Los procesos empleados para la utilización de estos residuos y sus inconvenientes.

1.1 Consumo de petróleo y cambio climático

Hoy en día la sociedad enfrenta dos retos importantes. El primero de ellos es el agotamiento de las reservas petroleras que reviste gran importancia, dado que la mayor parte de la energía que se utiliza proviene de ellas. El segundo se deriva del uso excesivo de los combustibles derivados del petróleo; este último reto es conocido como cambio climático, el cual se ha observado en las últimas décadas. Así, el aumento en la concentración de contaminantes en la atmósfera terrestre, particularmente de los gases de efecto invernadero, ha provocado el incremento en la temperatura terrestre (IEA, 2015). Este incremento ha ocasionado el derretimiento acelerado de las capas polares, cambios en los patrones climáticos e inclusive la extinción de especies animales.

Dentro de los gases de efecto invernadero, el dióxido de carbono (CO_2) y el monóxido de carbono (CO) son los principales contribuyentes al problema del cambio climático. Por otra parte, debido a las actividades del sector transporte algunos compuestos volátiles orgánicos se liberan al ambiente; tales como el monóxido de carbono (CO), dióxido de azufre (SO_2), óxido de nitrógeno (NO_x), los cuales están ocasionando la contaminación en el aire. Dicha contaminación afecta a diferentes tipos de órganos en los seres vivos, provocando cáncer de pulmón, infecciones respiratorias agudas en niños y bronquitis crónica en adultos; agravando, inclusive, enfermedades cardiacas, así como ataques de asma (Kampa y Castanas, 2008). Además, la exposición a corto y largo plazo a estos

contaminantes se ha relacionado con la muerte prematura, lo cual también reduce la calidad de vida. Con el objetivo de mitigar la problemática del cambio climático, la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático ha establecido objetivos de emisiones para cada uno de los países; no obstante, aún cumpliendo dichos objetivos se seguiría estando 60% por encima del nivel necesario para que la temperatura terrestre se incremente sólo 2°C para el 2035 (IEA, 2015). Para mitigar el cambio climático deben reducirse las emisiones de CO₂, las cuales se derivan principalmente del uso de combustibles fósiles. No obstante, a lo largo de los años el uso del petróleo ha aumentado en los diferentes sectores económicos alrededor del mundo. En la Figura 1.1 se muestra cómo ha cambiado el consumo de petróleo en los diferentes sectores económicos. En el año de 1973 el medio de transporte ferroviario consumía un 2% (45.04 Mtoe) del petróleo producido; pero debido al avance tecnológico y a las exigencias del mercado decayó provocando un menor consumo de combustible derivado del petróleo del 1% (38.04 Mtoe) para el año 2015. También se puede observar que otros sectores aumentaron su consumo como la aviación; en el período 1973-2015 el consumo aumentó de 112.6 Mtoe a 268.8 Mtoe, lo cual evidencia el crecimiento del sector de la aviación, lo que implica que se requerirá un mayor consumo de combustible proveniente del petróleo.

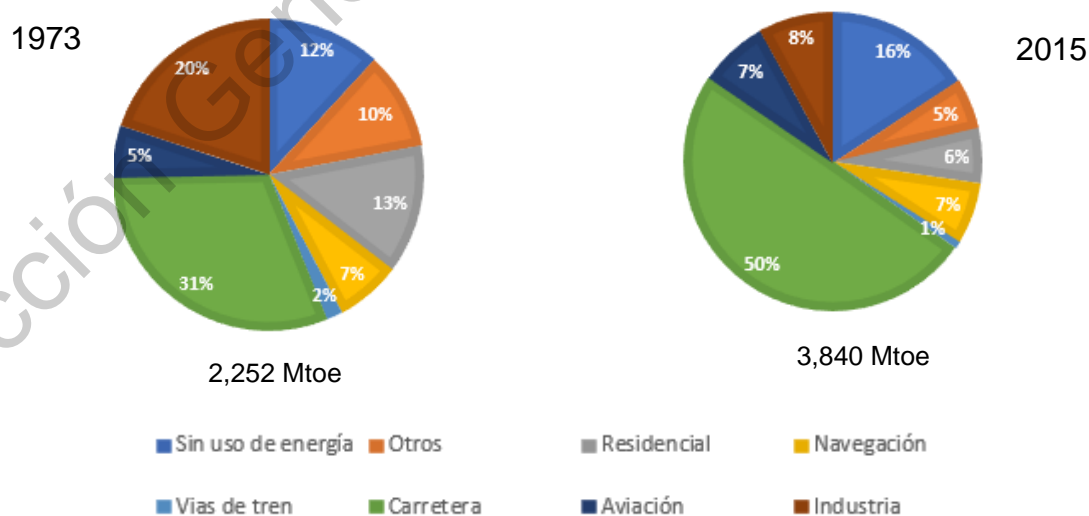


Figura 1.1: Porcentaje del uso del petróleo por diferentes sectores económicos del año de 1973-2015 (IEA, 2017).

De los diferentes sectores económicos, los sectores de generación de energía eléctrica y calorífica, así como el transporte son los que más energía consumen (IEA, 2015). De manera particular, SENER (2015) reporta que la demanda de petrolíferos del sector transporte para los próximos 15 años será de 1,913.0 millones de barriles de petróleo crudo equivalente (MMbpce). En la Figura 1.2 se muestra la evolución histórica de la producción de combustibles provenientes del petróleo. La línea naranja, que representa la gasolina, muestra una creciente refinación de este combustible; por otra parte, la refinación de nafta ha tenido una evolución bastante grande provocando un aumento de más del 200%. En especial, se observa que la turbosina (combustible para avión) se ha duplicado del año de 1970 al 2015; y se estima que el consumo de energía de este sector se incrementará entre un 80% y un 130% en las próximas décadas (Herrera et al., 2010), con lo cual las emisiones de CO₂ aumentarán entre un 16% y un 79%. Actualmente el sector de la aviación es responsable del 2% de las emisiones de gases de efecto invernadero, produciendo un incremento anual de emisiones de 705 MT de CO₂ en el 2013 (Gutiérrez-Antonio et al., 2016). También es de saberse que la industria aérea aporta el 2.9 % al Producto Interno Bruto de México, generando 1,000,000 de empleos directos e indirectos (CANAERO, 2018).

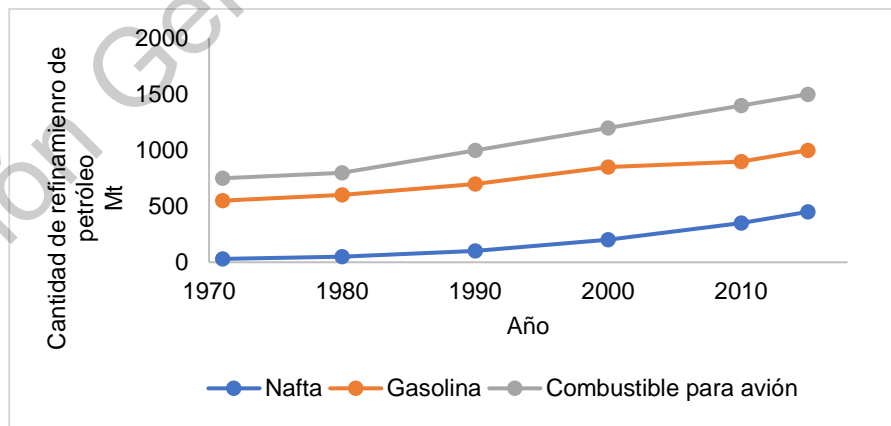


Figura 1.2: Refinamiento de petróleo por tipo de combustible del año de 1971 al 2015 medido en (Mt) (IEA, 2017).

Además, el tráfico aéreo se encuentra en crecimiento no sólo en México sino también en el mundo, ya que por este medio se transportan más de 3 millones de pasajeros (AIRBUS, 2012). De acuerdo con Gegg et al. (2014) el combustible para aviones constituye el mayor componente de los costos de operación, el cual a su vez depende del precio del petróleo. En la Figura 1.3 se presenta la evolución histórica de los precios del petróleo crudo desde el año de 1980 hasta la predicción del año del 2030; se puede observar que se predice un aumento del 75% en el costo del barril de petróleo, de 80 dólares por barril en 2010 a 130 dólares por barril para el 2030, donde la zona azul representa el pronóstico del precio del barril. Este aumento provocará un alza del precio del combustible de los aviones, y por consecuencia en el precio de los vuelos; asimismo encarecerá todo tipo de producto que sea enviado mediante este medio de transporte.

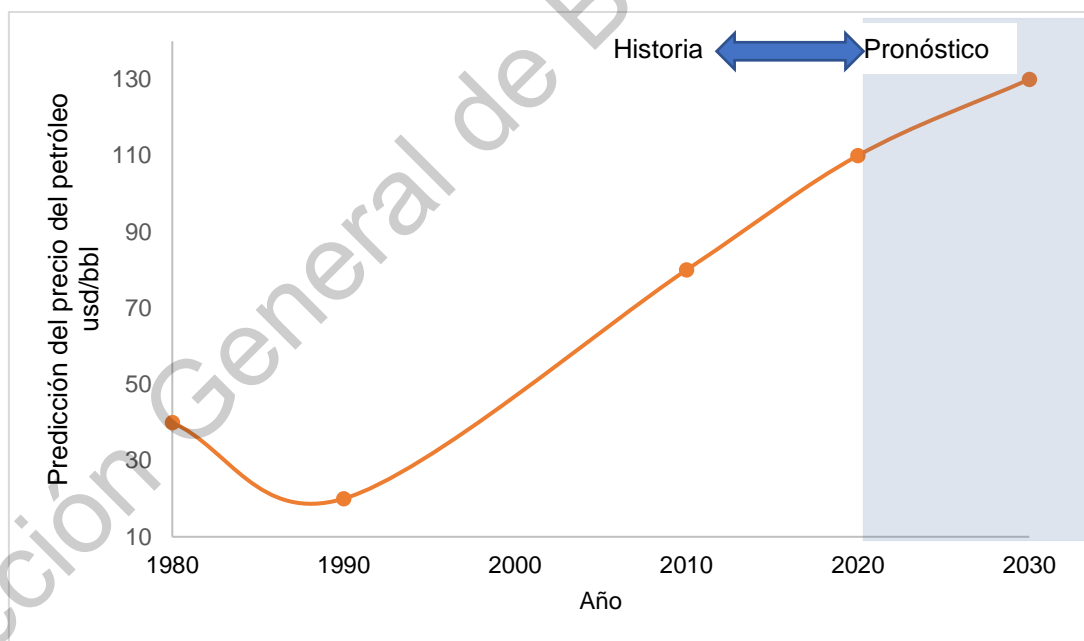


Figura 1.3: Precios del petróleo a lo largo de los años, en dólares por barriles de petróleo (Emerson, 2012).

En México, como se puede observar en la Figura 1.4, el incremento en los precios de petróleo ha provocado un aumento del costo de la turbosina. Para el mes de

diciembre del 2017 el costo de este combustible fue de 12.41 pesos mexicanos por litro, mientras que en enero del mismo año el costo era de 11.16 pesos por litro, lo que representa un aumento de 1.25 pesos por litro de turbosina (SIE.,2017).

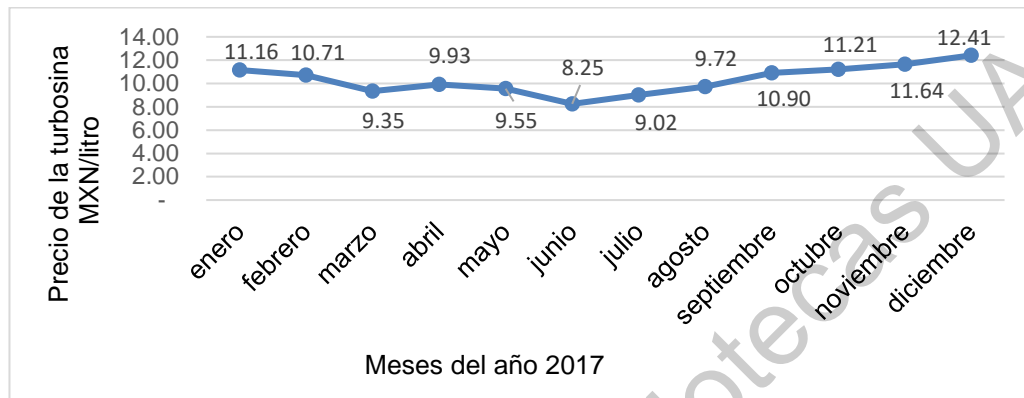


Figura 1.4: Costo de la turbosina en México a lo largo del año 2017 (SIE., 2017).

1.2 Biocombustibles

Los biocombustibles surgen como una alternativa para continuar con el crecimiento de los sectores económicos como el sector de aviación, pero con menor impacto tanto al ambiente como a la salud de la población. Una de las principales ventajas que tienen los biocombustibles, sobre los combustibles derivados del petróleo, es su baja toxicidad y bajas emisiones de CO₂. Esto debido a que provienen de la biomasa tanto vegetal como animal, la cual se produce en el ciclo corto de carbono. Por ello, es necesario buscar nuevas fuentes renovables de energía para la producción de biocombustibles, con especial énfasis en la bioturbosina. Una de las diferencias entre los biocombustibles y los combustibles derivados del petróleo es el contenido de oxígeno; los biocombustibles presentan niveles de oxígeno desde 10% hasta de 45%, mientras que los derivados del petróleo no lo tienen (Wei-Cheng et al., 2016). Otra diferencia radica en la materia prima de procedencia, ya que los combustibles son obtenidos del petróleo y los biocombustibles son generados a partir de la biomasa. La biomasa puede ser cultivada o residual; la biomasa cultivada incluye a todos aquellos cultivos que se destinan a la producción de biocombustibles. Por otra parte, la biomasa residual incluye a todos aquellos

residuos, ya sean sólidos o líquidos, que se generan en la producción de bienes y servicios; muchas veces estos residuos no son manejados adecuadamente, produciendo contaminación ambiental (Semarnat, 2015). En México existen diferentes residuos sólidos, tales como asbesto, telas, pieles, metales pesados, tortas de filtrado, entre otros, que representan el 44.1 % del total de los residuos generados. Además, se generan residuos líquidos tales como los aceites de desecho, que representan un 21% del total de residuos producidos en este país (Semarnat, 2015); dichos residuos líquidos pueden ser usados para el sector transporte, al ser procesados para producir biocombustibles líquidos (Russo et al., 2012). De manera general, las diferentes materias primas pueden ser clasificadas en función del tipo de generación, tal como se muestra en la Tabla 1.1. En el lado izquierdo de la tabla se observan la primera, segunda, y tercera generación de las materias primas, con las cuales se pueden elaborar diferentes tipos de biocombustibles. Por ejemplo, las materias primas de primera generación incluyen cultivos utilizados para el consumo humano, tales como la caña de azúcar, maíz, aceite de coco; dichas materias al ser procesadas mediante fermentación o transesterificación permiten obtener bioetanol, biometanol y biodiésel. Por otra parte, las materias primas pertenecientes al grupo de la segunda generación se pueden procesar para generar bioetanol, biodiésel, o biometanol; las materias de segunda generación incluyen biomasa lignocelulósica o aceites de desecho de cafeterías, comedores industriales, restaurantes, grasas animales, etc. Las materias primas de tercera generación consideran algas y microalgas; en particular estas materias primas han recibido mucho interés como recurso para obtener diversos productos por su alto contenido de proteínas, lípidos y carbohidratos, además de su elevada productividad.

Tabla 1.1. Clasificación de las materias primas de acuerdo con su generación (Álvarez, 2009).

Generación	Materias primas	Tecnología usada	Productos obtenidos
Primera generación	Insumos de procedencia agrícola: <ul style="list-style-type: none"> • Caña de azúcar • Maíz • Jugo de betabel • Aceite de semilla de girasol • Aceite de soya • Aceite de coco • Aceite de cacahuete 	Tecnología convencional <ul style="list-style-type: none"> • Fermentación • Transesterificación • Digestión anaerobia 	<ul style="list-style-type: none"> • Bioetanol • Biometanol • Biobutanol • Biogás
Segunda generación	Residuos agrícolas compuestos principalmente de celulosa: <ul style="list-style-type: none"> • Bagazo de caña de azúcar • Rastrojo de maíz • Paja de trigo • Aserrín • Ramas secas de árboles • Aceites de desecho • Desechos provenientes del procesamiento de alimentos • Desperdicios sólidos orgánicos Cultivos energéticos que no se destinan a la alimentación humana.	<ul style="list-style-type: none"> • Sacarificación-fermentación • Proceso de Fischer-Tropsch • Hidrotratamiento 	<ul style="list-style-type: none"> • Bioetanol • Biometanol • Gas de síntesis • Biodiésel • 2,5-dimetilfurano
Tercera generación	Vegetales no alimenticios, de crecimiento rápido, y alta densidad energética almacenada como: <ul style="list-style-type: none"> • Algas verdes y verde azules 	<ul style="list-style-type: none"> • Conversión termoquímica • Conversión bioquímica • Transesterificación 	<ul style="list-style-type: none"> • Gas de síntesis • Bio-aceite (bio-oil) • Biogás • Bioetanol

1.3 Combustible renovable de aviación

Ahora bien, para discutir sobre los biocombustibles en el sector de la aviación es necesario comentar sobre los combustibles fósiles tradicionalmente utilizados. Históricamente en el sector de la aviación, el uso de diésel, alcoholes o incluso hidrógeno han sido propuestos como combustibles para aeroplanos; no obstante, fue en el año de 1944 que se desarrolló el primer combustible para aviones, identificado como Jet Propellant#1 (Romero-Izquierdo et al., 2016). Hoy en día, el sector de aviación emplea como combustible principal la turbosina, la cual se obtiene a partir de petróleo. La turbosina consta de parafinas, naftas, y compuestos aromáticos en el rango de C₈-C₁₆. Por lo tanto, el combustible renovable para el sector de la aviación debe cumplir con las mismas propiedades de su contraparte fósil. El combustible renovable de aviación, también conocido como bioturbosina o keroseno parafínico sintético, puede producirse a partir de cualquier tipo de biomasa, incluyendo triglicéridos, biomasa lignocelulósica, azúcares y almidones (Gutiérrez-Antonio et al., 2017). Es decir, la bioturbosina puede producirse a partir de biomasa de primera, segunda y tercera generación. No obstante, se prefieren las materias de segunda y tercera generación para evitar poner en riesgo la seguridad alimentaria.

Así, la Agencia Internacional de Transporte Aéreo, IATA, y la Organización de Aviación Civil Internacional, OACI, han establecido la estrategia de los 4 pilares para combatir las emisiones de CO₂ en el sector de la aviación (Gutiérrez-Antonio et al., 2016). Esta estrategia incluye el desarrollo de tecnologías más eficientes, mejoras operacionales, medidas basadas en el mercado, así como combustibles alternativos. De estas alternativas, la IATA ha identificado los biocombustibles como los más promisorios para reducir significativamente las emisiones de CO₂ (IATA, 2009). Adicionalmente, se espera lograr una independencia en el precio de biocombustibles, debido a que el precio del combustible depende de los cambios en los precios del petróleo crudo. Cabe añadir que los requerimientos para el sector de

la aviación incrementarán 1.3 % por año hasta el 2030 (Kandaramath-Hari et al., 2015), por lo que se requiere de una gran cantidad de combustible para aviones para abastecer dicha demanda. Adicionalmente, el precio de la bioturbosina debe ser competitivo, y el proceso para su obtención debe ser de bajas emisiones de CO₂; por lo que la aplicación de estrategias de integración energética, así como de intensificación de procesos es una alternativa para lograr este propósito.

El combustible de aviación renovable, o bioturbosina como se mencionó anteriormente, consiste sólo de parafinas en el rango de C₈-C₁₆; puede o no contener compuestos aromáticos, dependiendo del proceso de producción empleado (Gutiérrez-Antonio et al., 2017). Algunas de sus propiedades físicas son reportadas por Zhao et al. (2014). De ellas destacan las del punto de congelación (-47°C), y el contenido energético de 43.28 MJ/kg. Cabe mencionar que la ausencia de compuestos aromáticos no afecta las propiedades de temperatura de congelamiento, viscosidad o contenido energético. Sin embargo, la ausencia de compuestos aromáticos pudiese ocasionar fugas en los sellos de los tanques de combustibles; por ello, la bioturbosina es usada en mezclas hasta 50% en volumen con turbosina fósil, de acuerdo con la norma ASTM D7566-18 (ASTM, 2018).

El combustible renovable de aviación puede producirse a partir de cualquier tipo de biomasa mediante diferentes procesos de conversión. Actualmente, existen 5 rutas de producción para la obtención de bioturbosina: hidroprocesamiento de lípidos, alcohol a bioturbosina, pirólisis de biomasa lignocelulósica a bioturbosina, gasificación de biomasa lignocelulósica seguida por el proceso de Fischer-Tropsch, y el proceso hidrotérmico de la biomasa lignocelulósica (Gutiérrez-Antonio et al., 2016a). En la Tabla 1.2 se muestran algunos procesos de producción desarrollados por diferentes empresas para la producción de bioturbosina, así como sus etapas de proceso, productos obtenidos, y sus ventajas.

Tabla 1.2. Procesos de producción de bioturbosina (Romero-Izquierdo et al., 2016).

Desarrollador	Proceso	Etapas del proceso	Productos	Ventajas
North Carolina University y Diversified Energy Corporation	Centia	<ul style="list-style-type: none"> • Hidrólisis • Decarboxilación • Isomerización/craqueo • Refinación 	<ul style="list-style-type: none"> • Nafta • LPG • Bioturbosina • Diésel verde 	Bajo consumo de hidrógeno, ya que sólo requiere para la etapa de isomerización y craqueo. Es flexible para transformar varios tipos de aceites vegetales y grasas animales
Fraunhofer Institute for Environmental, Safety and Energy Technology	Greasoline	<ul style="list-style-type: none"> • Vaporización/decarboxilación • Refinación 	<ul style="list-style-type: none"> • LPG • Gasolina • Queroseno • Diésel verde 	Baja presión requerida para la operación, y bajo consumo de hidrógeno, catalizador de costo relativamente bajo; sin embargo, la bioturbosina no es el producto principal.
Syntroleum	Bio-synfining	<ul style="list-style-type: none"> • Hidrotratamiento • Craqueo • Refinación 	<ul style="list-style-type: none"> • Nafta • Bioturbosina • Diésel verde 	Similar al proceso de hidrotratamiento de UOP Honeywell, pero su principal producto es el diésel verde.
Sasol	Fischer-Tropsch	<ul style="list-style-type: none"> • Gasificación • Síntesis de Fischer-Tropsch • Hidrotratamiento • Hidrocraqueo • Refinación 	<ul style="list-style-type: none"> • Nafta • LPG • Bioturbosina • Diésel verde 	Se puede aprovechar todo tipo de biomasa. También puede ser utilizado en combinaciones de biomasa con carbón.
UOP Honeywell	Hidrotratamiento	<ul style="list-style-type: none"> • Hidrotratamiento • Craqueo/isomerización • Refinación 	<ul style="list-style-type: none"> • Nafta • LPG • Bioturbosina • Diésel verde 	El proceso tiene la flexibilidad de utilizar diferentes aceites vegetales o grasas animales. Es similar a los procesos de refinación de la industria petrolera. Es posible obtener rendimientos hacia bioturbosina de hasta 36 %.

De los procesos mostrados en la Tabla 1.2, el hidrotratamiento de lípidos y la gasificación de biomasa lignocelulósica seguida por Fischer-Tropsch son tecnologías certificadas por la ASTM; en particular, el proceso de hidrotratamiento es una de las tecnologías más avanzadas, ya que es similar al proceso de hidrotratamiento en las petro-refinerías (Gutiérrez-Antonio et al., 2016a).

1.3.1 Proceso de hidrotratamiento

El proceso de hidrotratamiento fue propuesto en el 2009 por la empresa UOP Honeywell; este proceso consta de dos reactores consecutivos y un tren de columnas de destilación (Bertelli., 2009). De acuerdo con Gutiérrez-Antonio et al. (2016a) y McKendry. (2002) la transformación de los triglicéridos se da a través de la hidroxigenación en el primer reactor de lecho fijo suministrándole H_2 ; esto genera cadenas largas de hidrocarburos como las parafinas, dióxido de carbono (CO_2) y agua (H_2O), tal como se muestra en la Figura 1.5. Posteriormente, los hidrocarburos son alimentados a un segundo reactor para llevar a cabo la isomerización y craqueo de las cadenas. Esto con la finalidad de generar hidrocarburos en el rango del punto de ebullición del combustible de aviación. Los hidrocarburos generados incluyen gases ligeros, naftas, bioturbosina y diésel verde, los cuales son separados mediante destilación.

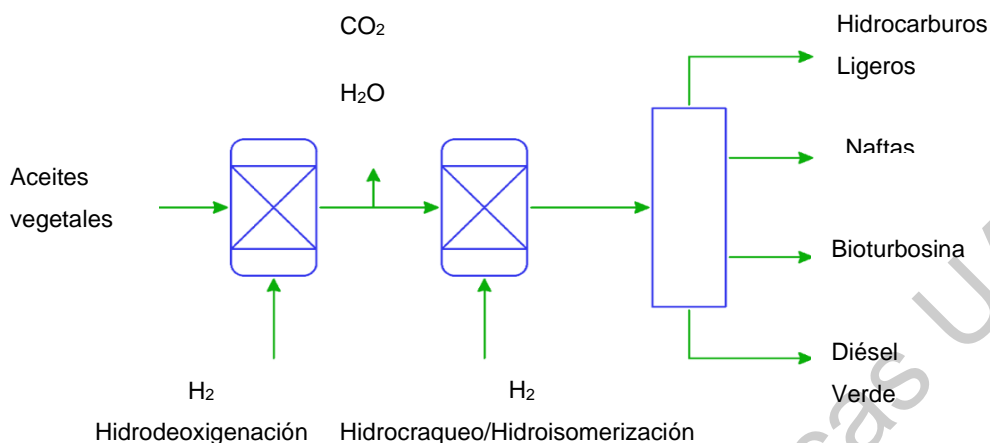
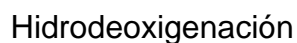
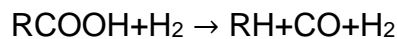


Figura 1.5: Representación esquemática del proceso de hidrotreatment para producción de bioturbosina (Gutiérrez-Antonio et al., 2016a).

Las reacciones que se llevan a cabo en el proceso de hidrotreatment se presentan a continuación. En ellas ocurre la hidrogenación del enlace doble carbono-carbono de los aceites vegetales, seguido por la remoción de oxígeno para producir alcanos a través de la decarboxilación, decarbonilación, e hidrodeoxigenación; secuencialmente ocurre la hidroisomerización, y el hidrocraqueo para producir hidrocarburos ligeros de un tamaño de cadena de C_8 - C_{16} (Mohanty et al., 1990) y (Hanafi et al., 2015). Un aspecto importante en la producción de bioturbosina es eliminar el oxígeno, tal como se indica en la Ecuación 1.2, para mejorar la estabilidad térmica del combustible, y garantizar que se alcanzará el punto de congelación. No obstante, las cadenas de hidrocarburos producidas en el primer reactor se asemejan más a un diésel que a la turbosina. Por ello deben pasar a un segundo reactor para realizar el craqueo e isomerización, (Ecuaciones 5-6), suministrándole más H_2 ; y así generar cadenas más cortas y ramificadas en los rangos de los puntos de ebullición del C_8 - C_{16} , correspondientes a la bioturbosina.



Como se mencionaba anteriormente, la bioturbosina obtenida del proceso de hidrotratamiento cumple con las propiedades de la turbosina de origen fósil, pero no contiene compuestos aromáticos. El proceso usa catalizadores especializados para transformar los aceites vegetales a biocombustibles (Gutiérrez-Antonio et al., 2013). De los catalizadores empleados según Shahinuzzaman et al. (2017) se pueden encontrar zeolitas soportadas en azufre, que muestran una amplia actividad catalítica para la conversión hacia bioturbosina, sin embargo, el uso de estos catalizadores en presencia del azufre causa problemas de contaminación ambiental al emitir H₂S. Por el contrario, catalizadores de zeolita soportadas en ZSM-5, HZSM-5, SAPO-11, Beta-Zeolita, SBA-15 y Zeolita-Y-Mesoporosa, mostraron propiciar una alta conversión hacia bioturbosina. Los métodos generales para la preparación de estos catalizadores involucran los siguientes pasos:

1. Preparación de la sal metálica y el agente precipitante
2. Precipitación
3. Propiciar el equilibrio
4. Filtración
5. Lavado de la torta de filtrado (Secado por aspersión).

El uso de catalizadores es esencial para lograr la conversión de los triglicéridos hacia la bioturbosina, pero ellos también implican un costo que provoca el aumento adquisitivo de los biocombustibles entre otros parámetros como la composición y costo de la materia prima, diseño del proceso, conversión eficiente o rendimiento del producto, valorización de co-productos, así como el consumo energético que se lleva dentro de la planta para el procesamiento de estos biocombustibles. A pesar de que las tecnologías reportadas son muy variadas, dependen fuertemente del tipo de materia prima usada (Wang, 2016). Además, los costos de producción y la materia prima empleada son parámetros clave para una mejor viabilidad comercial de un biocombustible para avión. El estudio de diferentes materias primas para la producción de bioturbosina, principalmente aceites vegetales, tanto de especies cultivables como de microalgas. Se ha estudiado e incluso se han modelado procesos utilizando estas materias primas. Sin embargo, no se ha reportado el modelado del proceso de hidrot ratamiento considerando grasas animales como materia prima; esta materia prima tiene un alto potencial y bajo costo. Por ello, en el presente trabajo se propone el modelado y la integración energética del proceso de hidrot ratamiento para la producción de bioturbosina a partir del aceite obtenido del tejido adiposo de las aves de corral comúnmente llamados pellejos de pollo.

Dicho aceite es una materia prima de segunda generación, es abundante no compete por la seguridad alimentaria (Ley de desarrollo sustentable., 2007) y (Ley de promoción y desarrollo de bioenergéticos., 2008) e inclusive se considera como un problema de contaminación; ya que en diversos establecimientos hay un mal manejo de residuos provocando el adelgazamiento de la capa de ozono, contaminación de agua y suelo, así como la proliferación de microorganismos causante de enfermedades. Se estimó que en el 2006 se generó 94800 toneladas

diarias de residuos, equivalente a 34.6 millones de toneladas anuales, con una composición aproximada de 53% materia orgánica (Carrasco y Rodríguez., 2015) Por ello el su uso como materia prima es promisorio. La aplicación de estrategias de integración energética permitirá aprovechar las corrientes calientes y frías, para reducir los requerimientos de enfriamiento y calentamiento que se necesitan en el proceso de hidrotatamiento para disminuir las emisiones de CO₂ y así proporcionar un combustible bajo en precio y que sea sustentable a la vez.

Dirección General de Bibliotecas UAG

Capítulo 2 . Antecedentes

El proceso de hidrotratamiento ha sido estudiado tanto de manera experimental como teórica además se han realizado estudios con el objetivo de reducir el consumo energético mediante diferentes estrategias.

Charausiri et al. (2006) estudiaron la conversión de los aceites vegetales de desecho a combustibles líquidos sobre zirconia sulfatada y catalizadores híbridos; sus experimentos los realizaron en un microreactor por lotes sobre un rango de temperatura de 380-430 °C, la presión inicial del hidrógeno oscila entre los 10-20 bares, y un tiempo de reacción de 45-90 minutos. Se utilizaron catalizadores como HZSM-5, Zirconia sulfatada y un catalizador híbrido de HZSM-5 con Zirconia sulfatada; la mayor cantidad de productos obtenidos fueron líquidos, gases y pequeñas cantidades de sólidos

Tian et al. (2008) Hicieron un estudio experimental con aceites vegetales y grasas animales, propiciando las reacciones de craqueo catalítico fluido a dos etapas, en un rango de temperatura de 485-585 °C, utilizando como catalizador CORH, y una gran cantidad de H₂, los productos obtenidos fueron gasolina Diesel, Oleofinas ligeras y aromáticos con un rendimiento del 97% en la reacción.

Bezergianni y Kalogianni. (2009) mostraron un estudio del proceso de hidro craqueo utilizando como materia prima aceites de residuo para la producción de biocombustibles en general, incluyendo la bioturbosina. En el estudio analizaron varios parámetros para evaluar la efectividad de esta tecnología, incluyendo la temperatura de hidro craqueo, el tiempo de retención en los reactores, y el espacio-velocidad del líquido; ellos obtuvieron como resultados que la conversión y la obtención de biocombustibles es favorecida al incrementarse la temperatura y disminuirse la velocidad del espaciamiento líquido. También se percataron de que para producir biocombustibles es necesario un pretratamiento a la materia prima,

para facilitar el desdoblamiento de los dobles enlaces presentes en el aceite. Por otra parte, la remoción de oxígeno es también significativa para producir biocombustibles de buena calidad.

Mosisa et al. (2018) investigaron el craqueo del aceite residual de cocina para la producción de combustibles líquidos en un semireactor por lotes bajo nitrógeno (N_2) atmosférico; utilizaron como catalizador óxido de zirconia (ZrO_2). Es importante mencionar que la materia prima fue completamente craqueada sin la necesidad de un pretratamiento utilizando el catalizador antes mencionado. El rendimiento para los OLP fue del 83%, las condiciones óptimas son 400-500 °C, la cantidad de H_2 y presión no están disponibles, no se requieren altos consumos de energía, el catalizador es fácilmente regenerado, reciclado y amigable con el ambiente.

Gutiérrez-Antonio et al. (2013) proponen un modelo para estimar el rendimiento hacia bioturbosina del proceso de hidrotratamiento, considerando aceite de higuera como materia prima. Asimismo, incluyen la optimización de la sección de purificación del proceso, utilizando un algoritmo genético multiobjetivo con restricciones. La simulación es realizada mediante el software Aspen Plus, considerando los modelos completos del proceso. Los resultados mostraron una alta conversión del aceite de higuera a biocombustibles (bioturbosina, diésel verde). De igual manera, dicho estudio propone el uso de turbinas para generar energía eléctrica, como resultado del proceso de acondicionamiento de las corrientes que entran al tren de destilación.

En el artículo elaborado por Zhang et al. (2015) se reportó la síntesis de bioturbosina usando un moderno proceso de hidrotratamiento. En ese trabajo utilizaron como materia prima aceite obtenido mediante pirólisis catalítica, empleando ZSM-5, e inducida por microondas a partir de biomasa lignocelulósica en forma de pellets de aserrín del abeto *Pseudotsuga menziesii*. Posteriormente, el bio-aceite producido se somete a un proceso de hidrotratamiento con níquel. La producción de

compuestos aromáticos deseados del C₈-C₁₅ fue lograda por la depolimerización catalítica de la biomasa a una temperatura de 375°C.

Recientemente, Gutiérrez-Antonio et al. (2016) propusieron el modelado y simulación del proceso de hidrotratamiento, considerando como materia prima el aceite de *Jatropha curcas*. El proceso convencional fue comparado con los resultados de la aplicación de la integración energética en el proceso. Se encontró que los servicios de calentamiento y enfriamiento disminuyen cuando la integración energética es usada; sin embargo, el costo de capital se incrementa debido al equipamiento adicional requerido. El efecto sobre el costo anual es realmente muy pequeño. Pero se logró una reducción del 86% en las emisiones de CO₂ gracias a la aplicación de las estrategias de integración energética.

Posteriormente, Gutiérrez-Antonio et al. (2016a) proponen la integración energética simultánea con la intensificación del proceso de hidrotratamiento, utilizando como materia prima el aceite de *Jatropha curcas*. En ese trabajo se aprovecha la energía liberada del reactor de hidrotratamiento para realizar la integración energética del proceso. La zona de separación del proceso es intensificada a través de secuencias de destilación térmicamente acopladas; las cuales son optimizadas con una estrategia estocástica multiobjetivo. Los resultados mostraron que es posible reducir los requerimientos energéticos, pero la disminución de los costos de servicios es acompañada por un incremento en los costos de equipamiento.

En 2017 se propuso la intensificación del proceso de hidrotratamiento a través del uso de columnas de destilación térmicamente acopladas, para la purificación de una corriente típica de hidrocarburos generada en la sección reactiva del proceso (Gutiérrez-Antonio et al., 2017). Se consideró la inclusión de una turbina para generar electricidad con la energía contenida en la corriente que abandona el reactor. Asimismo, para asegurar diseños de baja energía para los sistemas de destilación se empleó un algoritmo genético multiobjetivo con restricciones.

Xiaoping et al. (2017) proponen una estrategia para la producción de componentes cicloparafínicos y aromáticos en combustibles de aviación, a partir de aceites vegetales mediante tres pasos. El primero paso es el craqueo catalítico de los aceites vegetales a aromáticos ligeros utilizando un catalizador de zeolita; posteriormente, se realiza la alquilación de los aromáticos ligeros utilizando líquidos iónicos de [bmim]Cl-2AlCl₃, seguido por la hidrogenación de aromáticos sobre catálisis de Pd/AC. La producción de aromáticos del C₈-C₁₅ con un 86.2% en peso en el combustible aromático se logró a la temperatura a 250°C por un tiempo de 30 minutos; la distribución del número de carbonos en el biocombustible resultante fue fácilmente ajustado al rango deseado variando el tiempo de reacción. Así, se logró obtener como producto final un biocombustible que cumple las propiedades de los combustibles para aviación.

Chu et al. (2017) se enfocaron en el modelado del proceso de hidrodeoxigenación para la producción de bioturbosina, utilizando diferentes materias primas como *camelina sativa*, *Brassica carinata*, y aceite de cocina usado; esto para examinar los efectos de la composición de la materia prima usada en la demanda energética y el grado de craqueo. La reacción se llevó a cabo en un reactor a una temperatura de 400°C y una presión de 92 bar; por un tiempo de 2 horas con un catalizador de NiMo (Níquel-Molibdeno), provisto con un calentador de gas natural para mantener la temperatura de la reacción. Como resultado del estudio encontraron que las materias primas con un alto grado de enlaces insaturados requieren más hidrógeno, comparado con las de enlaces menos insaturados. Además, la demanda energética es de 2.8 GJ/tonelada de aceite cuando se procesa el aceite de cocina usado, en comparación con 5.2-5.7 GJ/tonelada cuando se emplea aceite de *Brassica carinata* y *camelina sativa*.

En 2017, Gutiérrez-Antonio et al. (2017) presentaron una revisión extensa de los avances científicos y tecnológicos para producir bioturbosina de diversas materias primas mostrando un resumen de las principales aportaciones recopiladas en dicho trabajo, tales aportaciones se presenta en la Tabla 2.1.

Por otra parte, en el estudio tecno-económico elaborado por Wilhelm et al. (2016) se compararon dos procesos (termoquímico, bioquímico) para la producción de bioturbosina; en dicho trabajo se consideraron biomasa lignocelulósica de segunda generación, así como aceites vegetales comestibles y jugo de la caña de azúcar de primera generación. Los procesos fueron simulados en el software Aspen Plus, obteniendo como resultado que el costo de la materia prima utilizada, así como la inversión de capital influyen en el precio del biocombustible. También encontraron que los procesos donde se utiliza materia prima de segunda generación son competitivos contra los de primera generación, sólo si la materia prima de segunda generación es ampliamente disponible. Recientemente se reportó un estudio tecno-económico y ambiental de biocombustibles de aviación (Neuling y Kaltschmitt, 2018). En dicho estudio se demostró que, en términos de eficiencia energética, el proceso de hidrotreatment posee las mejores características de rendimiento (90% hacia hidrocarburos renovables, y 60% para el queroseno); en adición, el proceso de hidrotreatment que emplea aceite de palma resulta en un bajo costo, aproximadamente 17.66 pesos por litro, y relativamente bajas emisiones de gases de efecto invernadero, aproximadamente 52.0 g de CO₂ eq/MJ_{queroseno}.

De la revisión del estado del arte se observa que existen muchos procesos tecnológicos disponibles que convierten la biomasa en biocombustibles de aviación; algunos a escala comercial, otros en la etapa pre-comercial, y muchos más en estado de investigación y desarrollo. De acuerdo con Wang y Tao (2016). Todo esto demuestra que ya desde hace varios años se están tratando de producir biocombustibles de buena calidad, pero una problemática es su gran consumo energético.

Tabla 2.1. Estudios científicos y tecnológicos recientes de procesos de producción de bioturbosina (Gutiérrez-Antonio et al., 2017).

Materia prima	Condiciones de operación				Catalizador	Reactor	Rendimiento	Comentarios
	P(MPa)	T(°C)	H ₂	LHSV(h ⁻¹)				
Aceite de soya, <i>Jatropha curcas</i> , y tuna	3	300-350	500 ml/min	-	5-10 % en peso, Níquel BASF	Flujo continuo	40-52%	La turbosina elaborada con aceite de tuna posee un 60% de compuestos aromáticos; los rendimientos hacia bioturbosina son 85% para aceite de soya, 76.2% para aceite de <i>Jatropha curcas</i> , y 77.2% para aceite de tuna.
Aceite de cocina	13.8	390	1068 Nm ³ /m ³ de aceite	1.5	Presulfido comercial	Reactor de lecho fijo	<16.4%	El rendimiento fue de 57.4%, para una mayor selectividad la temperatura debe ser aumentada.
VGO	13.8	350	1068 Nm ³ / m ³ aceite	1.5	Presulfido comercial. Catalizador+DMDS+TBA	Reactor de lecho fijo	21%	El rendimiento que se reporta es para diésel verde fue de 41.6%.
Aceite de tallos de maíz	5	300	Se alimentó hasta presurizar el reactor a 5 MPa		10% en peso Ni/ZrO ₂	Reactor de acero inoxidable	90%	El rendimiento reportado es para diésel verde y combustible en el rango de C ₈ -C ₂₂ .
Aceite de <i>Jatropha curcas</i>	6-8 (CH) 7(DCO+D C y HDO)	375-450 (ch) 400 (DCO + DC y HDO)	1500 ml de H ₂ / ml gas (CH) 1500 ml H ₂ /ml aceite (DCO+DC y HDO)	1	Sulfido NiMo y NiW reforzado con SAPO-11	Reactor de lecho fijo	40%	La turbosina obtenida contiene 8 % de compuestos aromáticos.
Aceite de Higuera	3 (HDO)	300 (HDO)	160 ml/min (HDO)		Ni/MCM-41-APTES-USY catalizador bifuncional	Reactor de flujo continuo, Microreactor de lecho fijo	80.3%	Propusieron dos rutas, pero muestran resultados para una sola ruta.

CH (Hidrotratamiento catalítico), DCO (Decarboxilación), DC (Decarbonilación), HDO (Hidrodeoxigenación), [bmim]Cl₂AlCl₃ ((1-butyl-3-methylimidazolium cloroaluminato)-liquido iónico)

Capítulo 3 . Hipótesis

La integración energética del proceso de hidrot ratamiento para la producción de bioturbosina permitirá reducir el consumo de energía en al menos 5%.

Capítulo 4 . Objetivos

4.1 Objetivo general

Realizar la integración energética del proceso de hidrot ratamiento para la producción de bioturbosina, considerando como materia prima aceite derivado de las grasas de pollo, mediante el uso del software Aspen Plus.

4.2 Objetivos específicos

- Modelar el proceso convencional de hidrot ratamiento considerando el aceite derivado de las grasas de pollo.
- Analizar los requerimientos energéticos del proceso convencional de hidrot ratamiento.
- Aplicar la metodología de punto de pliegue al proceso convencional de hidrot ratamiento para realizar la integración energética.
- Comparar los procesos de hidrot ratamiento con y sin integración energética, con base en las emisiones de CO₂, precio de biocombustible, así como el costo anual total.

Capítulo 5 . Metodología

En este capítulo se detalla la metodología seguida para el desarrollo del presente proyecto. Primero se presenta la selección de la materia prima, posteriormente el modelado de la zona reactiva del proceso de hidrot ratamiento, y subsecuentemente se plantea la zona de separación. Por último, se presenta la integración energética como estrategia para reducir el consumo de energía del proceso de hidrot ratamiento. A continuación, se presenta el modelado del proceso convencional de hidrot ratamiento considerando aceite de pellejos de pollo como materia prima, para lo cual debe seleccionarse la materia prima.

5.1 Selección y modelado de la materia prima

La materia prima seleccionada fue el aceite derivado de las grasas de pollo, cuya composición se modelará tomando como referencia aquella reportada en el artículo de Hanafi et al. (2016). Dicho modelado incluirá a los componentes más abundantes, que constituirán la corriente de alimentación, y cuya composición es mostrada en la Tabla 5.1, tomando en cuenta que el 94% está constituida por triglicéridos y el otro 6% son ácidos grasos libres. En seguida se validará que dichos componentes se encuentren en la base de datos del simulador Aspen Plus; en caso contrario, se considerará la información termodinámica de triglicéridos y ácidos grasos reportada por Aca-Aca et al. (2009) para agregar los nuevos componentes a la base de datos del simulador. Cabe mencionar que se empleará la versión 10.1 del simulador de procesos Aspen Plus. Se consideró un flujo de alimentación de aceites derivados de las grasas de pollo de 100 kg/h ; dicho flujo se selecciona para poder comparar los resultados con otros trabajos reportados previamente para Higuierilla (Gutiérrez-Antonio et al., 2013), *Jatropha curcas* (Gutiérrez-Antonio et al., 2016b) y aceite de microalgas (Gutiérrez-Antonio et al., 2018).

Tabla 5.1. Composición e peso del flujo de aceite derivado de grasas de pollo.

Componente	Composición (w/w)
Ácido palmítico (ACP)	.0148
Ácido esteárico (ACE)	0.003526
Ácido oleico (AO)	.0268
Ácido linoleico (ACLL)	.021863
Tripalmitina (TPM)	.2062
Triestearina (TEA)	.049105
Trioleina (TOA)	.3732
Linoleina (TNN)	.304453

El flujo de alimentación del aceite residual debe ser acondicionado para alcanzar las condiciones de temperatura y presión del reactor de hidrotreatmento; y un proceso de acondicionamiento similar también debe realizarse para el hidrógeno. De acuerdo con Sánchez (2003) las condiciones de venta de hidrógeno son las mostradas en la Tabla 5.2 , en donde también se hace mención a las condiciones de alimentación del aceite empleado. Así mismo se mencionan los equipos necesarios para el acondicionamiento de los reactivos de entrada al primer reactor del proceso de hidrotreatmento, así como los equipos y las condiciones de operación utilizados en la zona de acondicionamiento. La nomenclatura utilizada P_i y T_i hace referencia a la presión y temperatura iniciales, y P_f y T_f a la presión y temperatura finales

Tabla 5.2. Condiciones iniciales de materias primas y equipos de acondicionamiento, y cantidad de flujo de alimentación.

Materia Prima	Relación de H ₂ / aceite, y cantidad de aceite alimentado	Equipos de acondicionamiento de la materia prima				
		Equipo	P _i	P _f	T _i	T _f
H ₂	450 v/v	COMP1 Compresor (Isentrópico)	1	60		
		NT1 Intercambiador (Heater)			-200	400
Aceite	100 kg/h	BOMB1 Bomba	1	60		
		INT2 Intercambiador (Heater)			25	400

5.2 Modelado del proceso de hidrot ratamiento

5.2.1 Primera zona reactiva del proceso de hidrot ratamiento

En 2016, Hanafi et al. publicaron un artículo que propone el estudio de hidrocraqueo de grasas de pollo para la producción de combustible de aviación. En el estudio se midieron los efectos de la variación de los parámetros en el hidrocraqueo de grasas de pollo; se empleó como catalizador NiW/SiO₂-Al₂O₃, el cual permite que se realicen las reacciones de hidrocraqueo, decarboxilación, decarbonilación, e hidroxigenación simultáneamente. La reacción fue realizada en un rango de temperaturas de 400-450 °C, con diferentes tiempos de retención, manteniendo una relación de 450 v/v H₂/aceite, a una presión de 6.0 MPa. Los resultados indican que se obtiene una conversión global de un 94 % con una selectividad del 53% hacia la

fracción de keroseno a 6 MPa y 400 °C, y un tiempo de retención de 4 (h⁻¹); la distribución de productos se muestra en la Tabla 5.3.

Tabla 5.3. Distribución de productos obtenidos por Hanafi et al. (2016).

Producto	Componente	Símbolo	Distribución de componentes
Gases Ligeros	Metano	C1	1.3
	Etano	C2	1.0
	Propano	C3	9.5
	Butano	C4	1.0
Nafta	Pentano, Hexano, Heptano y Octano	C5- C8	25.8
Keroseno	Nonano	C ₉	4
	Decano	C ₁₀	6
	Undecano	C ₁₁	6.2
	Dodecano	C ₁₂	12
	Tridecano	C ₁₃	7.7
	Tetradecano	C ₁₄	4.1
Diésel verde	Pentadecano	C ₁₅	6.4
	Hexadecano	C ₁₆	12.8
	Heptadecano	C ₁₇	4.0
	Octadecano	C ₁₈	7.7
	Nonadecano	C ₁₉	1.9

Con base en esta distribución de productos y utilizando la Ecuación 7 se pueden obtener los rendimientos de cada componente para modelar el reactor RYield.

$$\% \text{ Rendimiento} = \frac{\text{Flujo del producto deseado}}{\text{Alimentación total}} * 100 \quad (5.1)$$

Una vez obtenidos los rendimientos, éstos son capturados en la pestaña Yield que se ubica dentro del bloque RYield de la paleta de modelos; esta paleta despliega varias opciones de reactores, para este trabajo se seleccionó el ícono RYield.

5.2.2 Segunda zona reactiva del proceso de hidrotratamiento

En el primer reactor se lleva a cabo la conversión del aceite residual a cadenas largas de carbono. No obstante, es necesario realizar la isomerización de dichas cadenas, por lo que se requiere un segundo reactor. El reactor de isomerización se modela con base en el trabajo de Calemma et al. (2000), en el cual se utiliza un catalizador Pt soportado en sílica alúmina amorfa ($\text{SiO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$); los autores reportan los parámetros cinéticos para el modelado del reactor, el cual se realiza mediante el módulo RPlug. Por ello, se propone el conjunto de reacciones mostradas en la Tabla 5.4 para modelar la hidroisomerización. Cabe mencionar que tales reacciones no son generadas con la rigurosidad con la que se propone un mecanismo de reacción para la hidroisomerización, pero representan una manera sencilla de representar de manera confiable lo que está pasando en este proceso.

Tabla 5.4. Reacciones propuestas para el modelado de la hidroisomerización.

$C_5H_{12} \rightarrow isoC_5H_{12}$
$C_6H_{14} \rightarrow isoC_6H_{14}$
$C_7H_{16} \rightarrow isoC_7H_{16}$
$C_8H_{18} \rightarrow isoC_8H_{18}$
$C_9H_{20} \rightarrow isoC_9H_{20}$
$C_{10}H_{22} \rightarrow isoC_{10}H_{22}$
$C_{11}H_{24} \rightarrow isoC_{11}H_{24}$
$C_{12}H_{26} \rightarrow isoC_{12}H_{26}$
$C_{16}H_{36} \rightarrow isoC_{16}H_{36}$

5.2.3 Modelado de la zona de separación

La destilación es la operación unitaria de separación más ampliamente utilizada en la industria química, bioquímica, petroquímica y de biocombustibles. En la destilación, una corriente de alimentación que incluye una mezcla de varios componentes es separada en dos o más productos, cuya composición difiere de la alimentación. En la operación de destilación se requiere que:

- 1) una segunda fase sea formada tal que el líquido y el vapor estén presentes, y puedan estar en contacto mientras fluyen a contracorriente.
- 2) Que los componentes tengan diferentes volatilidades, para que exista una partición entre las fases.
- 3) Que dos fases puedan ser separadas por gravedad o mecánicamente.

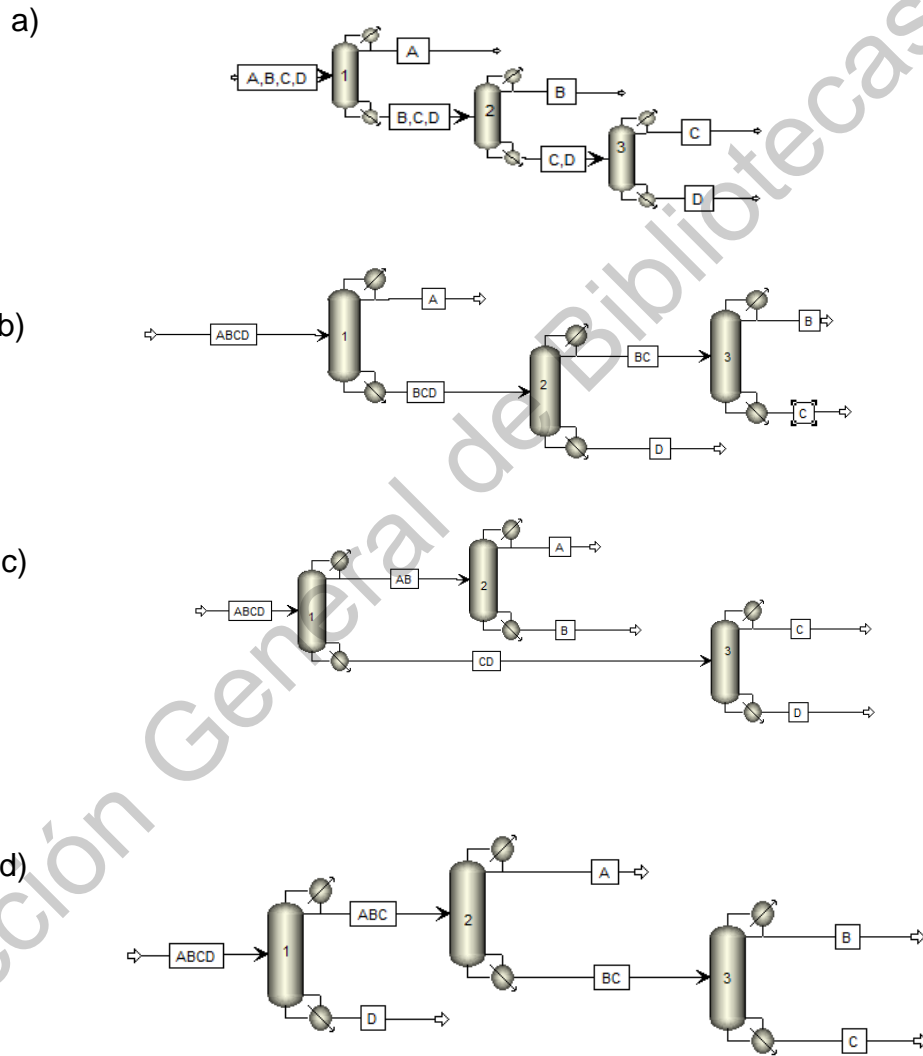
Existen dos alternativas para la separación de una mezcla cuaternaria mediante destilación: la secuencia directa, y la secuencia indirecta. La secuencia de destilación directa es una secuencia de dos columnas de destilación en la cual se obtienen dos de los productos por el domo, mientras que en la secuencia indirecta se obtienen primero los productos más pesados por el fondo (Seader et al., 2011).

Ahora bien, el efluente de la zona de reacción incluye los productos generados en el hidrotreamiento, dentro de los cuales se encuentran los gases ligeros, naftas, bioturbosina y diésel verde. Dichos productos deben separarse, para lo cual se selecciona a la destilación, ya que es la operación unitaria por excelencia para la separación de hidrocarburos. Así, los cuatro productos generados en la zona reactiva incluyen:

- Gases Ligeros (C1, C2, C3, C4)
- Naftas (C5, C6, C7, C8, iso C5, iso C6, iso C7, iso C8, iso C9)
- Bioturbosina (C10, C11, C12, C13, C14, iso C10, iso C11, iso C12, iso C16)

- Diésel verde (C15, C16, C17, C18, C19, C20, C21)

La distribución de los productos está basada en el número de átomos de carbono. A pesar de ser muchos componentes, en realidad se tienen 4 productos. Con base en ellos se tiene que existen 5 diferentes trenes de destilación para realizar la separación. Dichas alternativas se muestran en la Figura 5.1.



e)

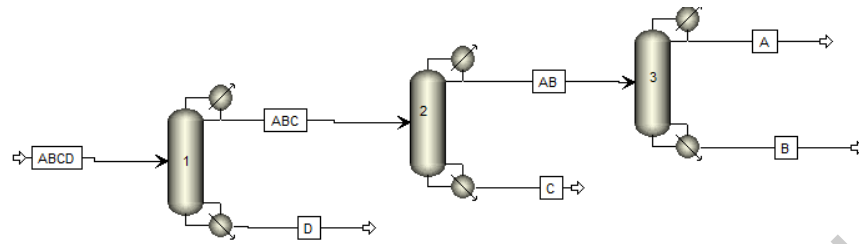


Figura 5.1: Secuencias propuestas de destilación, para el número de productos $n=4$

De la Figura 5.1 se puede observar la configuración de las 5 secuencias de destilación. No obstante, en dichas configuraciones el componente A que se indica corresponde a los gases ligeros, las letras B, C, D hacen referencia a nafta, bioturbosina, diésel verde, respectivamente. Los gases ligeros dada su naturaleza química poseen puntos de ebullición por debajo de los 0 grados. Si estos componentes no son separados en la primera columna, los costos de enfriamiento serían muy elevados por el uso constante del refrigerante. Así, las secuencias c, d y e son descartadas, debido a que no separan a los componentes ligeros en la primera columna. Debido a lo anterior, se seleccionan como secuencias viables de destilación las opciones a y b; en ambas secuencias se propone un condensador parcial para la primera columna de destilación. Para dichas columnas se propone utilizar el refrigerante R-23, que pertenece a las sustancias conocidas como hidrofluorocarbonos; este refrigerante no contiene cloro en su composición, por lo que no dañan la capa de ozono, y se emplea como sustituto de los refrigerantes que pertenecen a los clorofluorocarbonos (CFC).

De esta manera, se proponen dos secuencias convencionales de destilación, Figura 5.2. El modelado de las secuencias de destilación se lleva a cabo mediante el método corto de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG). Este método se encuentra en el módulo DSTW de Aspen Plus, localizado en la paleta de módulos, en la sección Columns. La aplicación del método corto proporciona información preliminar como

el número de etapas mínimas, reflujo mínimo, y número de etapas ideales. Posteriormente, se simularán las columnas resultantes empleando los modelos rigurosos a través del módulo RadFrac. Este último se basa en la resolución de las ecuaciones completas de masa, energía y equilibrio de fases en cada plato de la columna de destilación.

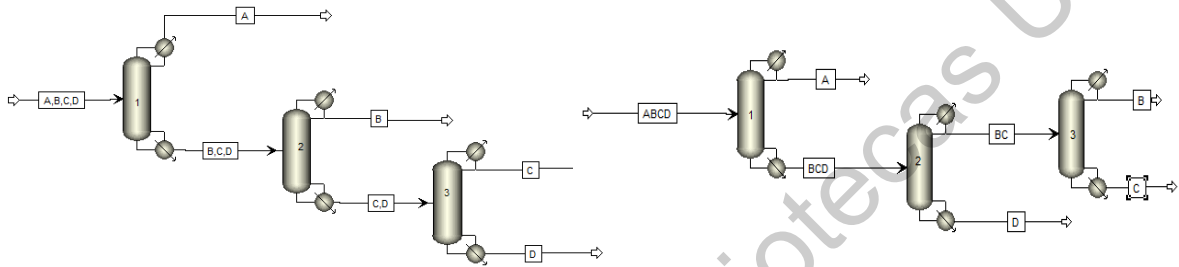


Figura 5.2: Secuencias de destilación seleccionadas para la purificación del efluente de la zona de reacción

5.3 Análisis mediante el método punto de pliegue para proponer estrategias de integración energética.

5.3.1 Conceptos claves de la metodología punto de pliegue

La técnica de punto de pliegue para el diseño de integración de redes de energía fue originalmente desarrollada en 1970 por Linnhoff y Flower; posteriormente, en 1979 Linnhoff propone conceptos fáciles y simples, más que métodos matemáticos complejos, y emplea el uso correcto de la termodinámica para lograr su objetivo (Kemp., 2007). El análisis de punto de pliegue está basado en la primera y segunda ley de la termodinámica; y posee varios conceptos clave que son importantes tomar en cuenta los cuales serán mencionados a continuación:

Corriente: Cualquier flujo que requiera ser calentado o enfriado, pero no cambia en la composición.

Corriente fría: La alimentación comienza a una baja temperatura, y necesita ser llevada hacia una temperatura más alta que la inicial.

Corriente caliente: Inversamente a la corriente fría, la corriente caliente es una corriente que en su inicio posee una temperatura elevada, y necesita ser llevada hacia una temperatura más baja o menor que su temperatura inicial.

Tabla problema: Es la representación en manera resumida de los datos de las corrientes de proceso, la cual ayuda a visualizar de una manera más consensada la información del proceso. Esta tabla está compuesta por varios elementos incluyendo el nombre de las corrientes, sus temperaturas de entrada y de salida, así como los valores de entalpía de las corrientes obtenidas en la simulación del proceso.

Objetivos (targets): Objetivos de temperatura a alcanzar, así como la cantidad de enfriamiento y calentamiento necesarios en el proceso.

El punto de pliegue: Es el punto donde ocurre una separación en la red de intercambio de energía, dividiendo esta red en dos zonas por debajo y por arriba del punto de pliegue.

Las reglas de oro para el punto de pliegue son las siguientes:

- No transferir calor a través del punto de pliegue.
- No usar servicio de enfriamiento arriba del punto de pliegue
- No usar servicio de calentamiento abajo del punto de pliegue.

5.3.2 Metodología del punto de pliegue

Los conceptos presentados previamente serán de utilidad para establecer la metodología del punto de pliegue, la cual es descrita a continuación.

- Extracción de datos. Se puede realizar una tabla problema como la Tabla 5.5 para obtener la extracción de datos del proceso, donde la sección azul representa las corrientes frías, y la sección naranja representa las corrientes calientes.

Tabla 5.5. Tabla problema para la realización del método de pliegue

EQUIPO	T _i	T _i AJUSTADA	T _f	T _f AJUSTADA	CARGA TÉRMICA	FLUJO SALIDA	WC _p	TIPO DE CORRIENTE	NOMBRE
	(°C)		(°C)		KW	kg/h	kW/°C		

- Seleccionar el valor del delta mínimo de temperatura, y sustraer el valor seleccionado a las corrientes calientes (TI AJUSTADA, TF AJUSTADA); estas corrientes reciben el nombre de corrientes desplazadas.
- En cada intervalo formado por las dos temperaturas desplazadas, agregar el flujo de capacidad calorífica (CARGA TÉRMICA).
- Obtener la entalpía de la corriente (WC_p), el cual es calculado dividiendo el valor de la casilla de CARGA TÉRMICA entre la resta de los rangos de temperatura iniciales, tal como se muestra en la ecuación (5.2).

$$WC_p = ABS \left(\frac{CARGA\ TÉRMICA}{T_F - T_I} \right) \quad (5.2)$$

- Capturar la cantidad de flujo de salida de las corrientes (kg/h) en la tabla.
- Finalmente, en la casilla TIPO DE CORRIENTE se coloca si es una corriente fría o caliente, y colocar el nombre de la corriente en la columna “NOMBRE”.

Una vez obtenida la Tabla 5.5 se procede a realizar la Tabla 5.6 , la cual permitirá hacer la construcción de la gran curva compuesta, además que proporcionará los requerimientos de la cantidad de enfriamiento y calentamiento necesarios en el proceso. Para su construcción es necesario seguir en orden los siguientes pasos:

1. ordenar de forma descendente las temperaturas desplazadas, generar intervalos de temperatura, y observar qué corrientes pasan por aquellos intervalos.
2. En la columna denominada caliente se escribe el nombre de cada corriente caliente (H1, H2, etc), y en la columna denominada fría se escribe el nombre de todas las corrientes frías del proceso (C1, C2, etc); posteriormente en cada intervalo se colocan los valores de WCp de las corrientes que pasan por esos intervalos de temperatura, con la finalidad de realizar la sumatoria de todos los WCp calientes (WCp_{CAL}) y la sumatoria de todos los WCp fríos (WCp_{FRIO}).
3. El siguiente paso es determinar el delta de temperatura de los intervalos ($T_i - T_{i+1}$) realizando la resta del valor T_i menos el valor colocado en T_{i+1} ; en la columna resta se hace la diferencia entre la sumatoria de todos los WCp_{CAL} con la sumatoria de los WCp_{FRIO} que están en cada intervalo de temperatura.
4. Posteriormente se calcula la entalpía (DH, medido en kW) multiplicando el delta obtenido de cada intervalo ($T_i - T_{i+1}$) con la diferencia de la resta de las sumatorias; una vez obtenida la entalpía puede ser que se observen números negativos.

5. El siguiente paso es obtener la cascada de calor (CASCADA Q) mediante la suma de arriba hacia debajo de todos los valores obtenidos en la columna (DH, kW); si se observan valores negativos éstos indican una violación a la segunda ley de la termodinámica, por lo que es necesario hacer una corrección (CASCADA CORREGIDA).
6. La corrección se logra ubicando en la columna CASCADA Q el valor negativo matemáticamente más pequeño, y colocarlo en la primera fila, pero con signo positivo en la columna de CASCADA CORREGIDA; posteriormente hacer la suma de este valor con cada uno de los valores de CASCADA Q.
7. Todos los valores de CASCADA CORREGIDA serán positivos, y habrá un valor que dé como resultado cero; esto significa que en ese valor de temperatura se encuentra el punto de pliegue.
8. Los valores de la cascada corregida (eje de las abscisas) contra los valores de las temperaturas desplazadas (eje de las ordenadas) pueden ser graficadas para obtener lo que se conoce como la gran curva compuesta (GCC); dicha curva ayuda a visualizar las áreas de intercambio y permite corroborar los valores de los requerimientos de calentamiento y enfriamiento obtenidos en la cascada de calor corregida.

El método de punto de pliegue se aplicó a los dos procesos convencionales de hidrotratamiento definidos previamente. Así, se definirán escenarios de estudio de acuerdo con el tipo de secuencia de destilación, y sus respectivas integraciones energéticas:

Escenario 1. Proceso de hidrotratamiento que incluye la secuencia directa convencional sin integración energética.

Escenario 2. Proceso de hidrotreatmento que incluye la secuencia indirecta convencional sin integración energética.

Escenario 3. Proceso de hidrotreatmento que incluye la secuencia directa convencional con integración energética.

Escenario 4. Proceso de hidrotreatmento que incluye la secuencia indirecta convencional con integración energética.

En cada uno de los escenarios se calculan el costo total anual, precio del combustible, así como las emisiones de CO₂, cuyos procedimientos de cálculo se presentan en la siguiente sección.

Dirección General de Bibliotecas UAQ

5.4 Determinación del costo total anual, emisiones de CO₂ y precio de biocombustibles.

Con el objetivo de comparar los escenarios definidos se determinarán tres parámetros: costo total anual, emisiones de CO₂ y el precio de los biocombustibles.

Los equipos y el costo de utilidades son determinados para todos los escenarios mediante el método de Guthrie (Turton et al., 2004). En global se consideran las siguientes ecuaciones.

$$\text{costo de capital anual} = \frac{\text{costo de capital}}{\text{tiempo de vida de la planta}} \quad (5.3)$$

$$\text{costo total anual} = \text{costo de operación anual} + \text{costo anual de capital} \quad (5.4)$$

Para el cálculo del costo total anual se considerarán 8,400 horas de operación anual. Los costos de los equipos son actualizados con CEPCI (Chemical Engineering Process Cost Index) y los precios de instalación también son calculados por el CEPCI. Los costos de capital (compras más costos de instalación) son anualizados sobre un periodo de tiempo, el cual es referido como el tiempo de vida de la planta; en este trabajo se considera el tiempo de vida de 5 años propuesto en el artículo de Romero-Izquierdo et al. (2016).

5.4.1 Método de Guthrie

En este apartado se presenta uno de los métodos más empleados para el cálculo del costo de los equipos utilizados en las plantas de producción. El método de Guthrie brinda una manera rápida de hacer una estimación del precio de los equipos. La metodología de Guthrie divide a la planta en módulos, tales como hornos de proceso, calentadores de fuego directo, recipientes verticales, intercambiadores de calor; todo esto permite calcular el valor de una planta instalada. El primer paso es el cálculo de un costo base para el equipo a analizar,

considerando la construcción de éste con acero al carbón y a una presión de una atmósfera. El costo base de un módulo se puede calcular de manera general con la siguiente ecuación:

$$\log_{10} C_p = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 (\log_{10}(A))^2 \quad (5.5)$$

Donde:

- C_p Costo base
- K_i Factores que dependen del tipo de equipo, sus características físicas y condición de operación de este (ver apéndice A).
- A Parámetro de capacidad o tamaño del equipo (Tabla 5.7)

Tabla 5.7. Parámetros de capacidad (A) para algunos equipos

Equipo	Parámetro de capacidad (A)	Unidades
Bombas	Potencia de freno	KW
Intercambiadores de calor	Área	m^2
Recipientes de proceso Horizontales Verticales	Volumen	m^3

El costo de una columna de destilación debe calcularse con especial cuidado debido a la gran cantidad de accesorios que posee, como la coraza, platos, condensador y rehervidor. El costo base de los platos se estima de manera distinta respecto al resto de los componentes de la columna; la ecuación del costo base de los platos es mostrada en la ecuación 12, donde D es el diámetro de la columna.

$$C_p = 235 + 19.80D + 75.07D^2 \quad (5.6)$$

En algunas ocasiones los equipos que se utilizan en los procesos requieren condiciones de presión y temperatura mayores a las condiciones que Guthrie propone para el cálculo de su costo base; por lo que es necesario hacer uso de relaciones de presión, tipo de material empleado etc. Para el caso de la corrección en la presión se utiliza la ecuación (5.7):

$$\log_{10}F_p = C_1 + C_2\log_{10}(P) + C_3(\log_{10}(p))^2 \quad (5.7)$$

Donde

F_p	Factor de presión
C_i	Factores que dependen del tipo de equipo (Ver apéndice A)
P	Presión manométrica (usualmente en barg)

Para el cálculo del factor de presión en bombas se hace uso de la ecuación:

$$F_p = C_1 + C_2\log_{10}(P) + C_3(\log_{10}(P))^2 \quad (5.8)$$

Para recipientes de proceso la expresión matemática es:

$$F_p = 0.5146 + 0.6838\log_{10}P + 0.2970(\log_{10}P)^2 + 0.0235(\log_{10}P)^6 + 0.0020(\log_{10}P)^8 \quad (5.9)$$

Si existen diversas condiciones de presión el valor F_p toma diferentes valores como:

$$F_p = 1 \quad -0.5 < P < 3.7 \text{ barg}$$

$$F_p = 1.25 \quad P < -0.5$$

Para ajustar el costo del equipo con el material utilizado (F_M para su construcción, los valores empleados se muestran en el apéndice A).

El costo base se modifica al aplicar los factores de presión y material empleado, por lo que el costo del módulo desnudo se puede calcular con la ecuación:

$$C_{BM}^0 = C_p F_{BM}^0 = C_p (B_1 + B_2 F_M F_p) \quad (5.10)$$

Donde:

C_{BM}^0	Costo del módulo desnudo, el cual considera costos directos e indirectos del equipo
F_{BM}^0	Factor del módulo desnudo
B_1, B_2	Factores que dependen del tipo de equipo, ver Apéndice A

El costo del módulo desnudo para los platos de una columna de destilación se calcula con la ecuación:

$$C_{BM}^0 = C_p N F_{BM} F_q \quad (5.11)$$

Donde N es el número de platos, F_{BM} es el factor del módulo desnudo que depende del material de construcción de los platos, y F_q es un factor de cantidad que depende del número de platos de la columna; todos estos factores pueden encontrarse en el libro de Turton et al. (2004) o pueden consultarse el apéndice A.

Para el caso de equipos como compresores, el costo del módulo desnudo se determina por:

$$C_{BM}^0 = C_p * F_d \quad (5.12)$$

Donde:

C_p Costo base
 F_d Tipo de diseño

La variable F_d tiene diferentes valores dependiendo de los distintos tipos de equipo utilizado la Tabla 5.8:

Tabla 5.8. Valores F_d para el cálculo del módulo desnudo de compresores

Tipo de diseño	F_d
Centrífuga/motor	1.00
Alternativo/vapor	1.07
Centrífuga/turbina	1.15
Alternativo/motor	1.29
Alternativo/máquina de gas	1.82

Los valores asignados por Turton et al. (2004) se determinaron para el año 2004, por lo que se tiene que tomar en consideración la variación con el tiempo de los parámetros económicos. Tal variación se representa por la ecuación 19 que representa los índices de costo de la planta que pueden ser obtenidos de la revista Chemical Engineering, en este trabajo se consideró el valor del índice actual de 567.5 y el valor reportado en Turton et al. (2004) que utiliza para calcular su costo de equipos :

$$C_2 = \left(\frac{I_2}{I_1}\right) * C_1 \quad (5.13)$$

La variable C_1 representa el costo del módulo desnudo descrito con anterioridad, el cual se encuentra estimado para el año de 2004. Los índices son referidos a los costos de la planta para los diversos años considerando los efectos de la inflación; la variable I es el índice de costo, el subíndice 1 se refiere al tiempo base cuando el costo es conocido, y el subíndice 2 se refiere al tiempo cuando el costo es deseado.

Cuando ya se ha ajustado el costo del módulo desnudo con el índice más actual (2018) es necesario considerar costos adicionales como las contingencias, y diversas cuotas. De acuerdo con Jiménez. (2003) se recomienda usar un factor del 15% para tomar en cuenta estas problemáticas, y se puede representar con la ecuación:

$$C_{modulo} = 1.15 \sum_{i=1}^n C_{BMI}^0 \quad (5.14)$$

El equipamiento, mantenimiento, mano de obra para instalación, y maquinaria adicional representa el 61% del costo del módulo desnudo ajustado en el tiempo; considerando esto y lo mencionado en el párrafo anterior la ecuación que define el costo de los equipos queda de la siguiente manera:

$$C_{equipos} = 1.79 \sum_{i=1}^n C_{BMI}^0 \quad (5.15)$$

Por último, es necesario anualizar el costo de capital. Para ello, se debe conocer la manera en que ha de comportarse la inversión en el tiempo tal como lo muestra la ecuación:

$$F_n = P(1 + i)^n \quad (5.16)$$

Donde:

n	Número de años para retorno de inversión (5-10 años, aproximadamente)
F_n	Valor que tendrá la inversión después de n años
P	Inversión inicial
i	Tasa de interés

Cabe recalcar que para este trabajo se han tomado 5 años el retorno de inversión. También es necesario calcular el costo asociado a los servicios auxiliares. En el proceso de hidrotreamiento el vapor de agua, agua de enfriamiento, refrigerante y la electricidad usada son considerados como servicios auxiliares.

5.4.2 Cálculo de costos de servicios auxiliares

El vapor de calentamiento es el servicio auxiliar que es obtenido a partir del cambio de fase del agua empleando algún combustible para poder vaporizarla; es decir llevar el agua de su fase líquida hasta su fase vapor. El flujo de vapor necesario para cumplir con los requerimientos energéticos de un sistema se calcula mediante un balance de energía (Seader., 2011; Romero-Izquierdo., 2015) :

$$m_{vapor} = \frac{Q_{cal}}{\lambda_{vap}} \quad (5.17)$$

Donde

m_{vapor}

Flujo de vapor

Q_{cal} Requerimiento energético del sistema al que se le suministrará el vapor

λ_{vap} Calor latente del vapor

También es necesario calcular la cantidad de combustible requerido para la producción del vapor, mediante un balance de energía en la caldera. En este trabajo es considerado el gas natural como combustible para generar el vapor, por lo que la masa de combustible empleada es obtenida por la siguiente ecuación:

$$m_{combustible} = \frac{m_{vapor}(h_v - h_{AA})}{CP_{combustible} \mu} \quad (5.18)$$

Donde

$m_{combustible}$	Masa de combustible quemado (gas natural)
m_{vapor}	Cantidad de vapor requerido
h_v	Entalpía de vapor saturado a condiciones de saturación
h_{AA}	Entalpía de agua de alimentación (25°C, 1 atm)
$CP_{combustible}$	Capacidad calorífica del gas natural (65.5738 kJ/kg)
μ	Eficiencia de la caldera (0.8 para calderas que operan con gas natural)

Otros costos asociados a la generación de vapor incluyen costo de productos químicos, agua inicial, energía eléctrica, operación y mantenimiento. Tomando en cuenta los costos mencionados anteriormente, la ecuación que estima el costo del vapor saturado proveniente de una caldera de gas natural es:

$$P_{vapor\ sat} = m_{combustible} * P_{comb} + P_Q + P_A + P_E + P_{OM} \quad (5.19)$$

Donde:

P_Q	Precio asociado a los químicos utilizados
P_A	Precio de electricidad
P_E	Precio referido a la operación y mantenimiento de la caldera
P_{OM}	Precio asociado al agua utilizada
$P_{vapor\ sat}$	Precio de vapor saturado

Para estimar el precio del agua necesaria se considera la masa de vapor que debe producirse (Turton et al., 2004). De este modo, debido a las consideraciones la ecuación del precio de vapor saturado queda como:

$$P_{vap\ sat} = \frac{m_{comb} * P_{comb} + m_{agua} * P_{agua}}{0.94} \quad (5.20)$$

El precio del gas natural en la región V (que incluye Cd de México, Hidalgo, Guanajuato, Guerrero, Michoacán, Morelos, Querétaro, San Luis Potosí) según la Comisión Reguladora de Energía (IPGN, 2019) es de \$ 66.38 pesos mexicanos por cada Giga Joule (MXN/GJ). Así, la ecuación 26 será utilizada para calcular el costo de vapor en las condiciones de saturación cercanas a las del punto crítico del agua (218 atm, 374 °C); este vapor puede ser sobrecalentado a las condiciones de

operación requeridas utilizando un compresor. Por lo tanto, de acuerdo a (Romero-Izquierdo., 2015) se tiene que el costo neto del vapor sobrecalentado ($P_{vap\ sobco}$) es la suma del costo de vapor saturado ($P_{vap\ sat}$) más el costo derivado de la electricidad consumida por el compresor ($P_{Elec\ comp}$):

$$P_{vap\ sobco} = P_{vap\ sat} \left(\frac{\$USD}{h} \right) + P_{Elec\ comp} \left(\frac{\$USD}{h} \right) \quad (5.21)$$

Una vez obtenido el precio con la Ecuación (5.21), éste debe ser anualizado. Cabe recordar que se está utilizando en este trabajo 8,500 horas de operación anual. Otro costo importante por calcular es el costo del agua de enfriamiento requerida en el proceso; dicho costo se calcula con la ecuación reportada en (Romero-Izquierdo.,2015):

$$m_{agua} = \frac{Q_{enf}}{Cp_{agua} * \Delta T_{agua}} \quad (5.22)$$

Donde:

m_{agua}	Flujo de agua requerida
Q_{enf}	Cantidad de energía a retirar del sistema mediante enfriamiento
Cp_{agua}	Capacidad calorífica del agua
ΔT_{agua}	Cambio de temperatura que experimenta el agua al retirar la energía

Normalmente, el agua a la entrada es considerada a 25 °C y 1 atm. Por tanto, el costo del servicio anualizado será:

$$C_{acua} = (m_{agua})(P_{agua})(8500 \frac{h}{año}) \quad (5.23)$$

Donde:

C_{acua}	Costo anualizado del agua
P_{agua}	Costo unitario del agua (Turton et al., 2012)

Por otra parte, para estimar el costo anualizado del refrigerante se debe calcular la cantidad requerida mediante la ecuación propuesta en Romero-Izquiero., (2015):

$$m_R = \frac{Q_{enf}}{\lambda_R} \quad (5.24)$$

Donde:

m_R	Cantidad de refrigerante utilizado
Q_{enf}	Cantidad de energía a retirar (kcal/kg)
λ_R	Calor latente de vaporización del refrigerante

Una vez conocida la masa requerida de refrigerante, el costo unitario del mercado ($C_u (\frac{\$USD}{h})$), y contemplando 8,500 h/año de operación, el costo anualizado queda:

$$C_A = m_R C_u \left(8500 \frac{h}{año} \right) \quad (5.25)$$

Ahora el costo de electricidad puede ser calculado con la siguiente expresión:

$$C_E = kW_{req}(P_{elect}) \left(8500 \frac{h}{\text{año}} \right) \quad (5.26)$$

Donde:

C_E	Costo de electricidad
P_{elect}	Precio Unitario de KWh $\left(\frac{\$USD}{KWh} \right)$. De acuerdo con CFE (CFE, 2019) este valor es de 1.8558 pesos mexicanos por Kilowatt-hora, que es la tarifa de alta tensión para industrias en la región central.

Finalmente, deben estimarse los costos de materias primas como el hidrógeno y la materia prima:

$$C_{H2} = (m_{H2})P_{H2} \left(\frac{\$USD}{h} \right) \left(8500 \frac{h}{\text{año}} \right) \quad (5.27)$$

El costo de la materia prima fue obtenido directamente del precio del mercado. Para ello se realizó un sondeo con los vendedores del sector avícola, de donde se encontró que el precio de la materia prima es de 3 pesos por kilogramo de tejido adiposo. Este precio no incluye el costo de transporte de la materia prima hacia la planta. Por lo que el costo de materia prima utilizado al año se puede definir como:

$$C_{mp} = (m_{aceite})(Cp) \left(8500 \frac{h}{\text{año}} \right) \left(\frac{\$USD}{PMXN} \right)$$

Donde:

C_{mp}	Costo del aceite al año
m_{aceite}	Flujo de alimentación medidos en kg/h
C_p	Costo de materia prima en pesos mexicanos por hora (MXN/hr)
P	Cambio del peso mexicano en dólares

5.4.3 Estimación de precios de venta.

Para la estimación de precios de venta se siguió la metodología reportada por Romero-Izquierdo. (2015).

Estimar el precio de venta de un producto permite comparar la rentabilidad del producto obtenido respecto a los que son similares, y que también se encuentran en el mercado. El precio del producto (PP) en $\left(\frac{\$USD}{Kg}\right)$ es obtenido como resultado del costo total del proceso productivo; el proceso productivo consta de la razón entre el costo y la capacidad total, y la utilidad esperada de la venta del producto, es calculado con la ecuación:

$$PP = C + Utilidad \quad (5.28)$$

Donde:

$$C = \left(\frac{\text{costo total}}{\text{Capacidad total}}\right) \quad (5.29)$$

Cabe mencionar que el costo total está medido en dólares por año, y la capacidad en kilogramos producidos por año. La ganancia de un producto mejor conocida como la utilidad puede estimarse mediante la fórmula:

$$Utilidad = \frac{(\% Tasa de retorno)(Costo total)}{Capacidad} \quad (5.30)$$

Donde

<i>Costo total</i>	Costo total de procesamiento
<i>% Tasa de retorno</i>	Beneficio neto actual dividido entre inversión total inicial, expresado en porcentaje
<i>Capacidad</i>	Producción neta de la planta

Una vez estimado el costo total de inversión, se supone una tasa de retorno de inversión del 30% (Jiménez, 2003), comúnmente considerada para plantas de proceso; sin embargo, el análisis anterior muestra el precio de venta de un solo producto, por lo que la asignación del precio de venta para cada uno de los 4 productos obtenidos se lleva a cabo mediante la ecuación (5.31), de acuerdo con Romero-Izquierdo. (2015):

$$P_i = \rho_i x_i P F_C \quad (5.31)$$

Donde:

P_i	Precio del producto
i	Gases ligeros, naftas, bioturbosina, diésel verde

x_i	Fracción másica
ρ_i	Densidad del producto, obtenida de la simulación
P	Precio calculado para un solo producto
F_c	Factor de conversión, 1 USD=\$ 20.00 MXN

5.4.4 Estimación de emisiones de CO₂

Otro factor importante para considerar es el impacto ambiental del proceso de obtención de bioturbosina, el cual se estima en kg de CO₂/h. Las emisiones de CO₂ son generadas principalmente en la producción del vapor de agua, debido a la quema del combustible para producirlo, y el consumo de electricidad (Romero-izquierdo., 2015).

En una reacción de combustión, el CO₂ es un producto liberado en la generación de vapor de agua al ser quemado el combustible en las calderas. Para la estimación de las emisiones de CO₂ es utilizado un factor de emisión para calderas que operan con gas natural (2.15 Kg CO₂/Nm³ de gas natural) (Climático., 2011). Una vez que es conocida la cantidad de combustible requerido es necesario calcular su volumen en metros cúbicos normales Nm³ mediante:

$$V_c = \frac{m_{combustible}(R)(T)}{(PM)(P)} \quad (5.32)$$

Donde:

V_c	Volumen de gas natural requerido, Nm ³
$m_{combustible}$	Masa de combustible requerido

R	Constante de los gases ideales
T	Temperatura, 0 °C
PM	Peso molecular del gas natural (18.2)
P	Presión, 1 atm

Las emisiones de CO₂ debidas a la generación de vapor se calculan con la ecuación:

$$\frac{KgCO_2}{h_{gn}} = (F_{gn})(V_{combustible}) \quad (5.33)$$

Donde $\frac{KgCO_2}{h_{gn}}$ es el flujo másico de CO₂ y F_{gn} es el factor de emisión. Por otra parte, el uso de energía eléctrica dentro del proceso genera emisiones de CO₂ asociadas a su producción; tales emisiones se calculan con la siguiente ecuación:

$$\frac{KgCO_2}{h_{elec}} = (F_{elec})(C_{elec}) \quad (5.34)$$

$\frac{KgCO_2}{h_{elec}}$ es la cantidad de CO₂ emitido por la generación de electricidad, F_{elec} es el factor de emisión para el caso de México y le corresponde un valor de 0.166 Kg de CO₂/kWh, mientras que C_{elec} es el consumo de energía eléctrica dentro del proceso (KWh). Por tanto, las emisiones de CO₂, del proceso completo se calculan mediante la ecuación (5.35):

$$\frac{KgCO_2}{h_{Totales}} = \frac{KgCO_2}{h_{gn}} + \frac{KgCO_2}{h_{elec}} \quad (5.35)$$

3.4.5 Materiales empleados en la construcción de equipos de proceso.

En la práctica de la ingeniería la selección del material de construcción depende de varios factores. La selección del material involucra tomar en cuenta su tiempo de vida, y los siguientes factores mencionados en Kuppan (2000) que son listados a continuación:

1. Compatibilidad de los materiales con el fluido de proceso
2. Compatibilidad de los materiales con otros componentes
3. Facilidad de fabricación por los métodos estándar
4. Fuerza y capacidad de soportar la temperatura y presión de operación
5. Costo
6. Disponibilidad

En este trabajo se mencionan los materiales empleados para los equipos utilizados, tal es el caso de los intercambiadores de calor. Para seleccionar el material utilizado en estos equipos se tomó en cuenta la resistencia a la temperatura y su resistencia a la presión. La resistencia a la temperatura del material de construcción puede ser dividida en cuatro rangos de operación (Kuppan, 2000):

1. Operaciones criogénicas y subzero
2. Operación a baja temperatura (hasta los 200° C)
3. Operación de temperatura intermedia (200-650 °C)
4. Operación de temperaturas altas (>650 °C)

Dentro de los materiales usados en la construcción de intercambiadores de calor se pueden encontrar los siguientes:

1. Hierro colado
2. Acero al carbón
3. Acero de baja aleación
4. Inoxidable

5. Aluminio y sus aleaciones
6. Cobre y sus aleaciones
7. Níquel y sus aleaciones
8. Titanio y sus aleaciones
9. Zirconio
10. Tántalo
11. Grafito
12. Cristal
13. Teflón
14. Cerámica

En muchas plantas químicas, el acero al carbón es un material aceptable para crudos de temperatura intermedia hasta los 260 °C, resistente al ataque de hidrógeno y corrosión de sulfitos; a más altas temperaturas es recomendable usar aceros aleados, acero férrico, o acero inoxidable. Por otra parte, para temperaturas que sean extremadamente bajas (menores a los -45 °C) se recomienda acero inoxidable o aluminio. El cobre posee la ventaja de que soporta presiones interiores muy elevadas, permitiendo el uso de paredes delgadas; por lo que para este trabajo en equipos donde se requieran presiones muy elevadas lo recomendable es utilizar este tipo de material. El titanio posee un límite superior de temperatura muy elevado, su punto de ebullición es de 1670°C y soporta una presión de 930 MPa, muy resistente a la corrosión, es de baja densidad, alta flexibilidad, y es no tóxico; por lo que es recomendable su uso en la industria alimenticia y en la industria aeroespacial, sobre todo en estructura de aeronaves espaciales. Solo que su costo es demasiado alto. El níquel y sus aleaciones como hierro-níquel y cobalto pueden llegar a soportar temperaturas de 1,000 °C; algunas de sus aplicaciones típicas son las aletas y las aspas de motores y turbinas, intercambiadores de calor, partes de recipientes para reacciones químicas y equipo para tratamiento térmico (Lutjering y Williams., 2007).

Capítulo 6 . Análisis de Resultados

En este capítulo se presentan los resultados de los escenarios definidos en el Capítulo 3, en términos de rendimientos y consumos de energía. Asimismo, se presentan los parámetros de costo total anual, emisiones de CO₂ y precio de biocombustible.

6.1 Resultados del Escenario 1

El proceso de hidrotratamiento se divide en tres zonas: acondicionamiento de las materias primas, reacciones de hidrotratamiento, y la destilación.

En la Figura 6.1 se muestra la zona de acondicionamiento tanto del aceite residual como del hidrógeno, en donde se observan los intercambiadores de calor, así como la bomba y el compresor requeridos para incrementar la temperatura y la presión previo a su ingreso a la zona de reacción. Ahora bien, la Figura 6.1 incluye el módulo etiquetado como Mix el cual representa una mezcla de corrientes, y es representado con el módulo MIXER. Este equipo es necesario para realizar la simulación en Aspen, ya que el reactor sólo permite una corriente de entrada. Por ello, el módulo MIX no consume energía ni es considerado dentro de los cálculos de estimación de costos; en la práctica esta operación de mezclado puede realizarse mediante una válvula mezcladora. Para lograr el acondicionamiento de ambas corrientes es de 400 °C es necesario utilizar vapor sobrecalentado como medio de calentamiento. Para ello, fue necesario la compra de vapor en condiciones cercanas a las del punto crítico (374°C, 22064 KPa), y posteriormente utilizar un compresor para aumentar la presión. El consumo energético de los compresores y bombas para realizar el acondicionamiento es mostrado en la Tabla 6.1

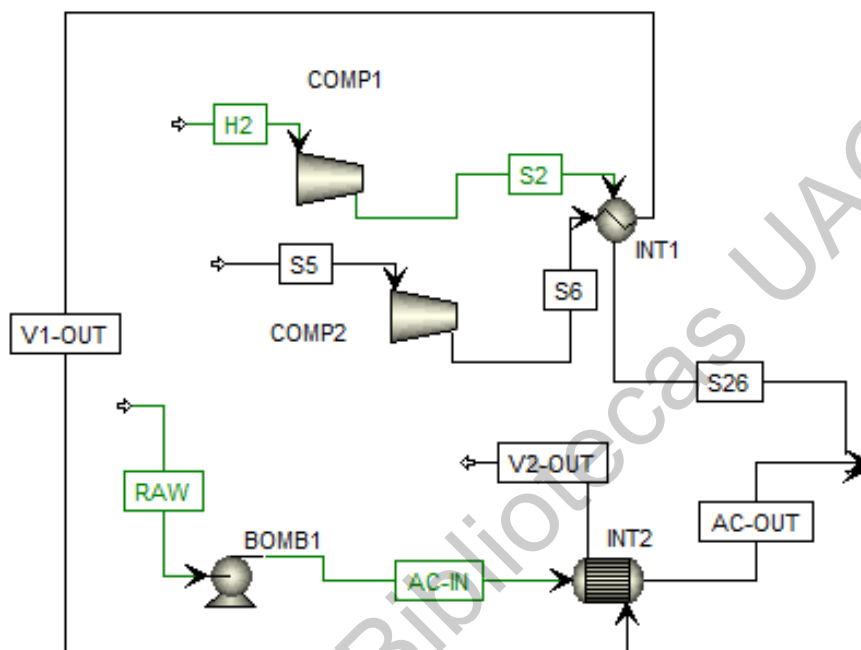


Figura 6.1: Acondicionamiento de las corrientes de alimentación.

Tabla 6.1. Consumo energético de los compresores y bombas utilizados para el acondicionamiento de la alimentación.

Clave	Descripción	Energía (kW)
COMP1	Compresor de corriente entrada de hidrógeno	0.6429
COMP2	Acondiciona a vapor sobrecalentado	10.26
B1	Acondiciona la corriente hacia el reactor de isomerización	2.416

Cabe mencionar que los resultados de la zona de acondicionamiento son los mismos para todos los escenarios propuestos en este trabajo.

6.1.1 Resultados de la zona reactiva del proceso

En la Figura 6.2 se muestra la zona reactiva con el reactor de hidroxigenación y el reactor donde se lleva a cabo la isomerización; también se muestran las

condiciones de presión y temperatura, así como los equipos de acondicionamiento a la entrada y a la salida de éstos.

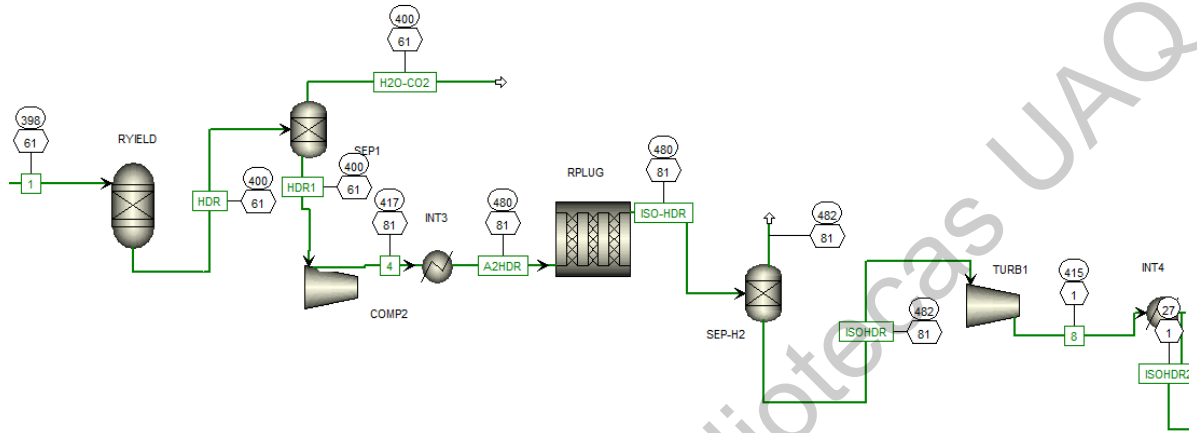


Figura 6.2: Esquema de la zona reactiva del proceso de hidrotratamiento.

El primer reactor de hidrotratamiento (RYIELD) opera a 400 ° C y 60 atm de presión; según lo reportado por Hanafi et al. (2016) son las condiciones de operación donde se obtiene la mayor cantidad de keroseno. Los resultados de la simulación de este reactor se presentan en la Tabla 6.2. Cabe mencionar que los resultados de la zona reactiva son los mismos para todos los escenarios propuestos en este trabajo. Adicionalmente a los datos reportados en la Tabla 6.2 , la simulación permitió determinar el calor liberado por la reacción (2.17 kW). Esta información es muy importante porque permite conocer la cantidad de calor disponible para la integración energética.

Tabla 6.2. Composición del efluente del reactor de hidrotratamiento, y rendimientos de cada producto.

	Compuesto	Flujo reportado en Hanafi et al. (kg/h)	Flujo obtenido en este trabajo kg/h	Rendimiento
GASES LIGEROS	METANO	1.3	1.3	0.012
	ETANO	1	1	0.009
	PROPANO	9.5	9.5	0.091
	N-BUTANO	1	1	0.009
NAFTA	PENTANO	6.45	5.0826	0.048
	HEXANO	6.45	5.0826	0.048
	HEPTANO	6.45	5.0826	0.048
	OCTANO	6.45	5.0826	0.048
KEROSENO	NONANO	4	3.152	0.030
	DECANO	6	4.728	0.045
	UNDECANO	6.2	4.8856	0.046
	DODECANO	12	9.456	0.090
	TRIDECANO	7.7	6.0676	0.058
	TETRADECANO	4.1	3.2308	0.030
GSR	ACP	0.0888	0.0888	0.0008
	ACE	0.0211	0.0211	0.0002
	AO	0.1608	0.1608	0.0015
	ACLL	0.1311	0.1311	0.0012
	TRIPALMITINA	1.2374	1.2374	0.0118
	TRIOLEINA	2.2392	2.2392	0.0214
	TRIOLEINA	2.2392	2.2392	0.0214
	LINOLEINA	1.8267	1.8267	0.0175
AGUA	AGUA	2.4	2.4	0.0229

CO ₂	DIOXIDO DE CARBONO	1.7367	1.7367	0.0166
H ₂	HIDRÓGENO	3.7205	3.7204	0.0356
DIÉSEL VERDE	PENTADECANO	6.4	5.0432	0.0483
	HEXADECANO	12.8	10.0864	0.0966
	HEPTADECANO	4	3.152	0.0302
	OCTADECANO	7.7	6.0676	0.0581
	NONADECANO	0.6333	0.49906667	0.0047
	EICOSANO	0.6333	0.49906667	0.0047
	HENEICOSANO	0.6333	0.49906667	0.0047

Los subproductos liberados en el reactor de hidrodeoxigenación incluyen el vapor de agua (H₂O), dióxido de carbono (CO₂). La separación de estos componentes es realizada mediante un módulo virtual llamado SEP1. En la implementación real este equipo puede ser reemplazado por una válvula integrada dentro del reactor de hidrotratamiento, por lo cual este equipo no es considerado dentro de la estimación de costos. Así, la corriente de hidrocarburos se ingresa al segundo reactor para realizar la isomerización. El reactor de isomerización se modeló dentro del software Aspen Plus como un módulo RPlug, el cual representa un reactor de flujo pistón. Los datos cinéticos para este reactor fueron tomados del artículo publicado por Calemma et al. (2000). En la Tabla 6.3 se muestran los datos utilizados para la simulación del reactor de hidroisomerización y la cantidad de calor liberada por este reactor. Se observa que, aunque se libera energía es una cantidad pequeña, sólo el 38% de la energía liberada en el reactor de hidrotratamiento. Así mismo, la distribución de productos obtenidos se muestra en la Tabla 6.4; en donde se observan los diferentes cortes de los productos (gases ligeros, nafta, bioturbosina, diésel verde), los cuales están divididos por colores en tonalidades más azules de acuerdo al número de carbonos presentes en cada grupo de hidrocarburos. Se observa de esta tabla que el mayor flujo de producto corresponde a la bioturbosina con un 35.37 kg/h, y le sigue en orden descendente la producción de naftas con 22.98 kg/h.

Tabla 6.3. Datos utilizados para la simulación del reactor de hidroisomerización (RPlug).

Tipo de reactor	Reactor con temperatura específica
Temperatura (°C)	480
Presión (atm)	80
Longitud	0.4
Diámetro	0.2
Carga térmica (kW)	0.8
Tiempo de residencia (h)	0.00596114051

Tabla 6.4. Distribución de productos de la corriente del reactor de hidroisomerización (RPlug).

Corriente		Flujo másico (kg/h)		Flujo másico total (kg/h)	Productos
Componente	Clave				
METANO	C1	1.3000	1.3000	12.8000	Gases Ligeros
ETANO	C2	1.0000	1.0000		
PROPANO	C3	9.5000	9.5000		
BUTANO	C4	1.0000	1.0000		
ISO-PENTANO	ISO-5	0.0000	4.2783	22.9836	Nafta
PENTANO	C5	5.0826	0.8043		
ISO-HEXANO	ISO-6	0.0000	4.2783		
HEXANO	C6	5.0826	0.8043		
ISO-HEPTANO	ISO-7	0.0000	4.2783		
HEPTANO	C7	5.0826	0.8043		
ISO-OCTANO	ISO-8	0.0000	4.2783		
OCTANO	C8	5.0826	0.8043		
ISO-NONANO	ISO-9	0.0000	2.6532	37.3571	Bioturbosina
NONANO	C9	3.1520	0.4988		
ISO-DECANO	ISO-10	0.0000	3.9798		
DECANO	C10	4.7280	0.7482		
ISO-UNDECANO	ISO11	0.0000	4.1125		
UNDECANO	C11	4.8856	0.7731		
ISO-DODECANO	ISO-12	0.0000	7.9597		

DODECANO	C12	9.4560	1.4963		
TRIDECANO	C13	6.0676	6.0676		
ISO-HEXADECANO	ISO-16	0.0000	8.4903		
TETDCANO	C14	3.2308	3.2308		
PENTADECANO	C15	5.0432	5.0432	17.3561	Diésel verde
HEXADECANO	C16	10.0864	1.5961		
HEPTADECANO	C17	3.1520	3.1520		
OCTADECANO	C18	6.0676	6.0676		
NONADECANO	C19	0.4991	0.4991		
EICOSANO	C20	0.4991	0.4991		
HENEICOSANO	C21	0.4991	0.4991		

En este punto es importante mencionar que en el efluente del reactor de hidroisomerización aún se encuentra un exceso de hidrógeno, el cual es removido antes de ingresar a la zona de separación. La remoción de dicho hidrógeno se puede realizar con una membrana selectiva integrada al reactor de hidroisomerización (Palo et al., 2018). En la simulación se utiliza un módulo SEP (SEP-H2), el cual no es considerado dentro de la estimación de costos por lo anteriormente expuesto. La corriente de salida, ISOHDR, de este separador se ingresa hacia una hidroturbina (Turb1) y un intercambiador de calor (INT4), los cuales pueden observarse en la Figura 6.3. En estos equipos se disminuye la presión y la temperatura del efluente de la zona reactiva previo a su ingreso al tren de destilación; la hidroturbina permite generar electricidad en el proceso. Asimismo, la disminución de las condiciones de operación de la corriente que ingresa al tren de destilación permite diseñarlas en condiciones inherentemente seguras, y evitar gastos excesivos de energía al operar a presiones elevadas. Las condiciones operativas de ambos equipos se muestran en la Tabla 6.5, donde se puede apreciar la eficiencia de la turbina la disminución en la temperatura de salida al disminuir la presión, la turbina es de tipo isentrópico esto quiere decir que la entropía del sistema permanece constante, es un proceso reversible y adiabático.

Tabla 6.5. Condiciones de operación de los equipos de acondicionamiento de la corriente ISOHDR.

	Turb1 (Isentrópico)		INT4
Potencia de freno (KW)	3.86	Temperatura de entrada	415.59
Electricidad (KW)	2.93	Temperatura de salida (°C)	27.22
Eficiencia	0.72	Fracción de vapor saliente	.3585
Presión de descarga	1.37627	Carga térmica (kW)	-33.08
Temperatura de salida	415.69		

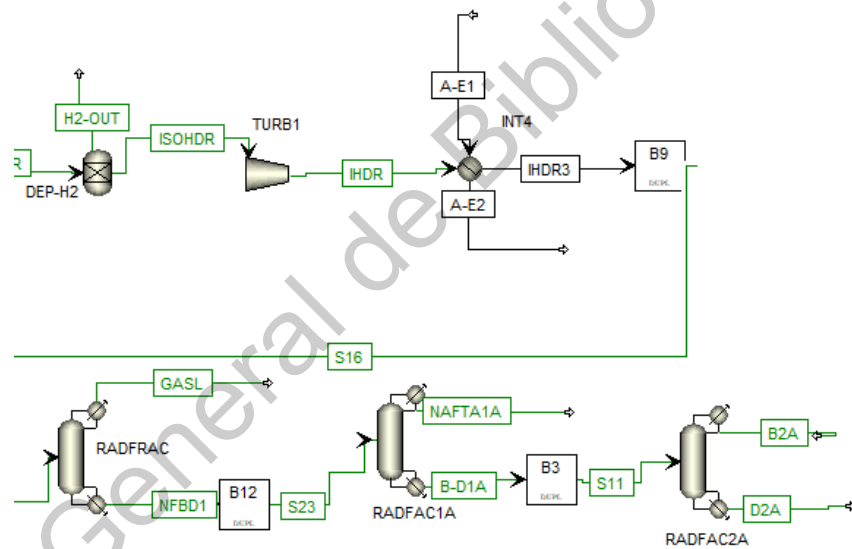


Figura 6.3: Secuencia directa convencional de destilación.

6.1.2 Resultados de la zona de separación

En el escenario 1 la zona de separación consiste en una columna de destilación convencional directa, la cual se presenta en la Figura 10 donde cada columna rigurosa lleva por nombre RADFRAC seguido por un número y una letra A. Por el domo de la columna RADFRAC se obtienen los gases ligeros, las naftas se obtienen en la columna RADFAC1A, mientras que el diésel verde y la bioturbosina son obtenidos en la columna RADFAC2A, donde la bioturbosina se recupera como flujo en el destilado, y el diésel verde por los fondos; el diseño de las columnas se realizó con el método Fenske-Underwood-Gilliland considerando recuperaciones del 99% para los componentes clave. Las principales variables de diseño del tren de destilación se muestran en la Tabla 6.6, así como los cortes bajo los cuales han sido diseñado los trenes de destilación.

Tabla 6.6. Variables de diseño de la secuencia convencional directa.

Variabes	Columna 1 RADFRAC	Columna 2 RADFAC1A	Columna 3 RADFAC2A
Número de etapas	15	50	61
Tipo de condensador	Parcial	Total	Total
Flujo de domo (kmol/h)	0.3473	0.2243	0.2311
Relación de reflujo	1.5	1.5	1.5
Presión en el domo (atm)	1.67	2	1.67
Etapas de alimentación	4	26	31
Diámetro	0.055	0.074	.0861
Flujo en los fondos (kmol/h)	0.5285	0.3041	0.073
Carga térmica (rehervidor) (KW)	5.26	8.23	8.20
Producto obtenido	LPG	Nafta	Diésel verde Bioturbosina
Recuperación de productos	0.99	0.99	Nafta= 0.99 Bioturbosina=0.99

Es importante mencionar que con el diseño mostrado en la Tabla 16 se alcanzan las recuperaciones establecidas, y se logra la separación de los 4 productos del tren de destilación. La carga térmica total de la secuencia es de 21.69 kW.

6.2 Resultados del Escenario 2

En esta sección se presentan los resultados de la simulación del escenario 2. En este escenario, las zonas de acondicionamiento y reactiva son las mismas que fueron reportadas para el Escenario 1. El escenario difiere en la zona de separación, donde se emplea la secuencia de destilación indirecta, Figura 6.4; los cortes que se seleccionaron para el diseño de estas columnas se muestran en la Tabla 6.7. La primera columna es idéntica a la descrita en la secuencia directa, mientras que el diésel verde es obtenido por el fondo de la segunda columna, y en la tercera columna se obtienen la bioturbosina y la nafta. En la Figura 6.4 el nombre de cada corriente tanto por el fondo como por el domo se describen a continuación:

GASL: Corresponde a la corriente de gases ligeros

D-2: Corriente de Diésel verde

NB-2: Mezcla en la corriente de Nafta y Bioturbosina

N-3: Nafta

BI-3: Bioturbosina

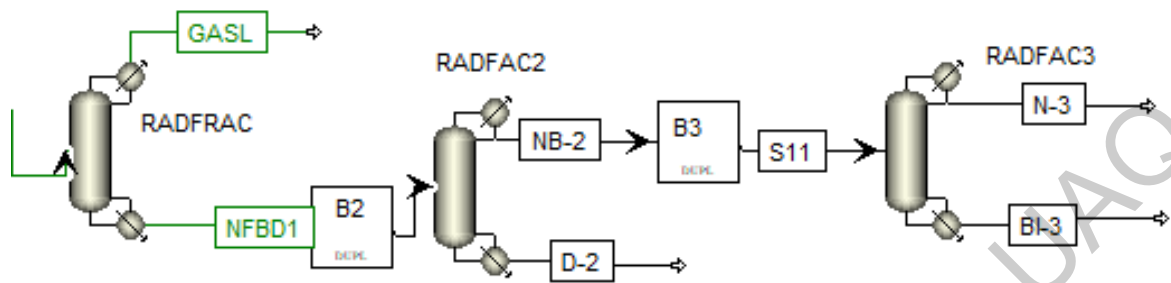


Figura 6.4: Secuencia convencional indirecta de destilación

Tabla 6.7. Variables de diseño de la secuencia convencional indirecta.

Variables	Columna 1 RADFRAC	Columna 2 RADFAC2	Columna 3 RADFAC3
Número de etapas	15	81	55
Tipo de condensador	Parcial	Total	Total
Flujo de domo (kmol/h)	0.3473	0.4555	0.2243
Relación de reflujo	0.9684	0.3309	0.4129
Presión en el domo (atm)	1.67	1.35	1.01
Etapas de alimentación	4	41	28
Diámetro	1.5	1.5	1.5
Flujo en los fondos (kmol/h)	0.5285	0.0730	0.2311
Carga térmica (Rehervidor) (KW)	5.26	14.57	6.07
Producto obtenido	LPG	Diésel verde	Nafta Bioturbosina
Recuperación de productos	0.99	0.99	Nafta= 0.99 Bioturbosina=0.99

Es importante mencionar que con el diseño mostrado en la Tabla 18 se alcanzan las recuperaciones establecidas, y se logra la separación de los 4 productos del tren de destilación. La carga térmica total de la secuencia es de 25.09 kW, 16% mayor que la carga reportada para la secuencia convencional directa.

6.3 Resultados del Escenario 3

De acuerdo con los datos reportados del modelado de los Escenarios 1 y 2 se observa que las zonas de acondicionamiento y separación del proceso de hidrotratamiento requieren un alto consumo energético. Por ello, se propone la integración energética de este proceso. En el presente escenario se realiza la integración energética del Escenario 1.

Para realizar la integración energética del proceso de destilación directa se siguió la metodología del punto de pliegue propuesta por Linnhoff et al. (1981,1983); dando como resultado la obtención del punto de pliegue y la gran curva compuesta para la secuencia de destilación directa que puede ser visualizada en la Figura 6.5. La gran curva compuesta para la integración de la secuencia de destilación directa muestra que el punto crítico está en una temperatura de 76 °C para la corriente fría y en 86 °C para la corriente caliente; estas temperaturas son encerradas en un círculo verde en la gráfica, el cual representa un flujo cero de calor, dividiendo a la gráfica en dos grandes zonas, por arriba del punto de pliegue (encerrada en un recuadro azul) y por debajo del punto de pliegue (encerrado en un recuadro café). Los resultados indican que el requerimiento mínimo de agua de enfriamiento debajo del punto de pliegue es de 1.37 kW, mientras que por arriba del punto de pliegue el requerimiento mínimo de vapor es 21.05 kW. Ahora bien, la cantidad de calor integrada se observa como una parte sombreada en la Figura 6.6, que muestra la gráfica de las temperaturas desplazadas de las corrientes calientes y frías integrando una cantidad de 41.63 kW. Además, la posición de la curva caliente está por encima de la curva fría, lo que indica que sí existe una transferencia de calor entre las

corrientes de mayor temperatura hacia las corrientes de menor temperatura sin haber entrecruzamiento; dicho entrecruzamiento implicaría una violación a la segunda ley de la termodinámica, que establece un principio general que impone la restricción de la transferencia de calor.

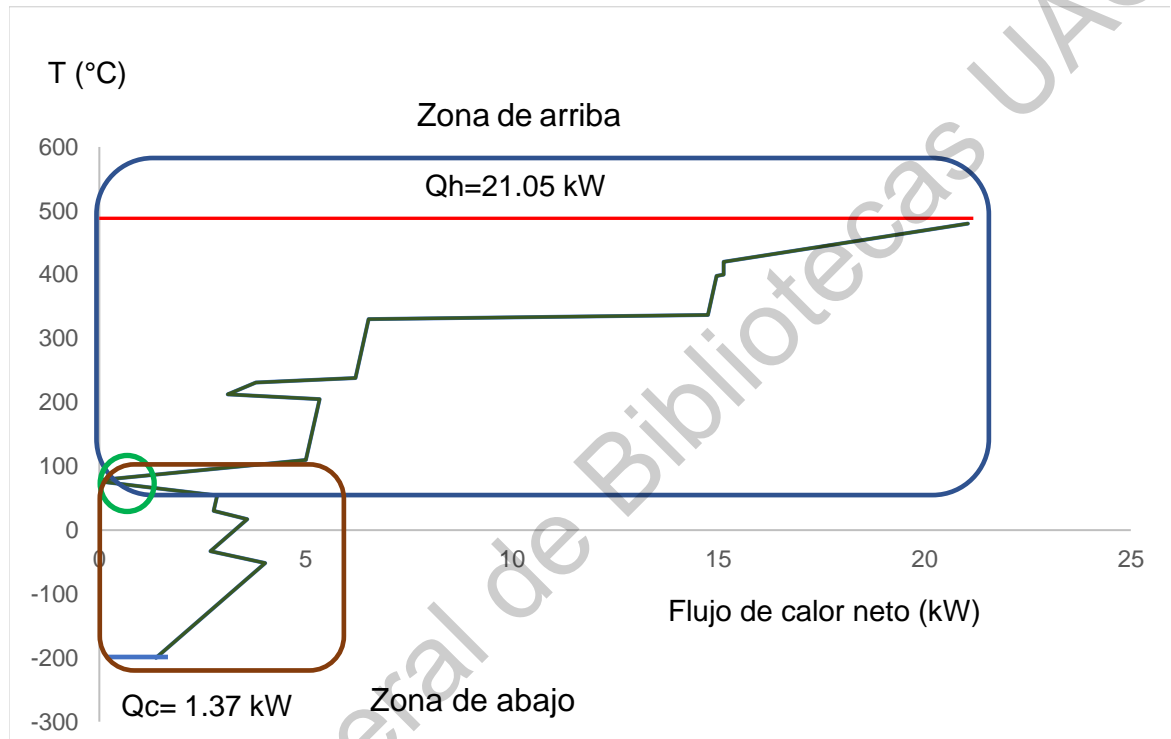


Figura 6.5: Gran curva compuesta para la secuencia de destilación directa.

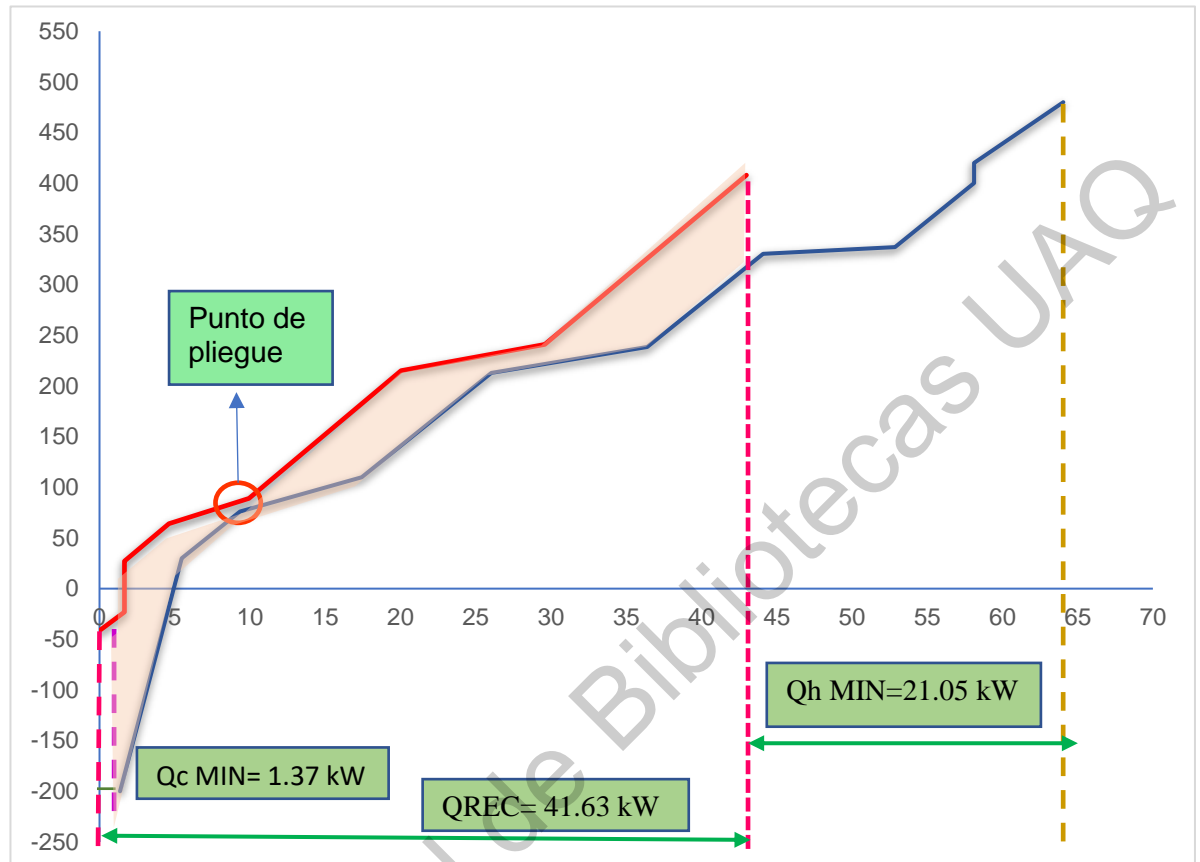


Figura 6.6: Cantidad de calor integrado en la secuencia de destilación directa.

En la Tabla 6.8 se muestra el detalle de las corrientes pertenecientes a los equipos que participan en la integración energética; por ejemplo, la corriente que lleva por nombre C1 es una corriente fría que pertenece al equipo INT1. También se muestra las temperaturas desplazadas por el delta mínimo de 10 °C para las corrientes calientes, tal como lo propone Jiménez-Gutiérrez. (2003).

Tabla 6.8. Nombre de las corrientes frías y calientes de la secuencia directa integrada.

Equipo	Ti	Ti ajustada	Tf	Tf ajustada	Carga térmica	Flujo de salida	wCp	Tipo de corriente	Nombre de la corriente
Unidades	(°C)	(°C)	(°C)	(°C)	kW	kg/h	kW/°C		
INT1	-200.39	-200	400	400	10.69	4.354	0.0178	Fría	C1
INT2	30	30	400	400	24.38	100	0.0659	Fría	C2
INT3	420	420	480	480	5.92	94.21	0.0987	Fría	C3
REB1	76.24	76	110.03	110	5.26	77.66	0.1557	Fría	C4
REB1A	212.83	213	238.42	238	8.23	57.34	0.3216	Fría	C5
REB2A	330.45	330	337	337	8.2	17.34	1.2519	Fría	C6
INT4	408	398	27	17	-30.56	90.49	0.0802	Caliente	H1
COND	-23.11	-33.11	-41.4	-51.4	-1.65	12.42	0.0902	Caliente	H2
COND1A	89	79	64	54	-3.3	32.92	0.1320	Caliente	H3
COND2A	241	231	215	205	-7.48	89	0.2877	Caliente	H4

Por otra parte, en la Figura 6.7 se muestra un panorama de la red de intercambio de calor en la zona de arriba del punto de pliegue, se visualiza la relación que existe entre las corrientes calientes, representadas por las líneas rojas, y las corrientes frías, simbolizadas por las líneas de color azul; los nombres de las corrientes están representadas por las letras C y H seguidas por un número como H1, C1. Los intercambiadores de calor se representan con círculos de colores con un número dentro de ellos; se puede observar una línea punteada que indica el punto de pliegue que es la parte más restrictiva de la red. Se describirá la red comenzando por la parte de arriba del punto de pliegue con el intercambiador número 1, el cual sirve para intercambiar energía entre las corrientes H3 y C4. La corriente C4 satisface a la corriente H3 puesto que la corriente es llevada a su temperatura objetivo de 86 °C; la corriente C4 es llevada de una temperatura de 76 °C a 78.54 °C, por lo que es necesario la utilización de vapor de calentamiento para alcanzar la temperatura deseada de 110°C. La carga térmica del intercambiador 1 es de 0.396 KW, mientras que la carga del intercambiador que se utilizará para llevar la corriente fría de 78.54 °C a 110 °C es de 4.89 KW; estos datos fueron obtenidos mediante un balance de energía entre ambas corrientes. Las entalpías de las corrientes son mostradas al lado izquierdo de la red, donde la columna lleva por nombre DH ARRIBA. El segundo intercambio se realizó entre la corriente H4 y C5; para llevar la corriente fría C5 a su temperatura objetivo se utilizó servicio de calentamiento. El tercer intercambio fue entre la corriente C2 y H1, para lo cual fue necesario una división de corrientes; esto quiere decir que la masa de la corriente H1 (90 kg/h) se dividió en un flujo de 72 kg/h para abastecer la corriente C2, y el resto de la corriente de H1 se utilizó para satisfacer la corriente C1.

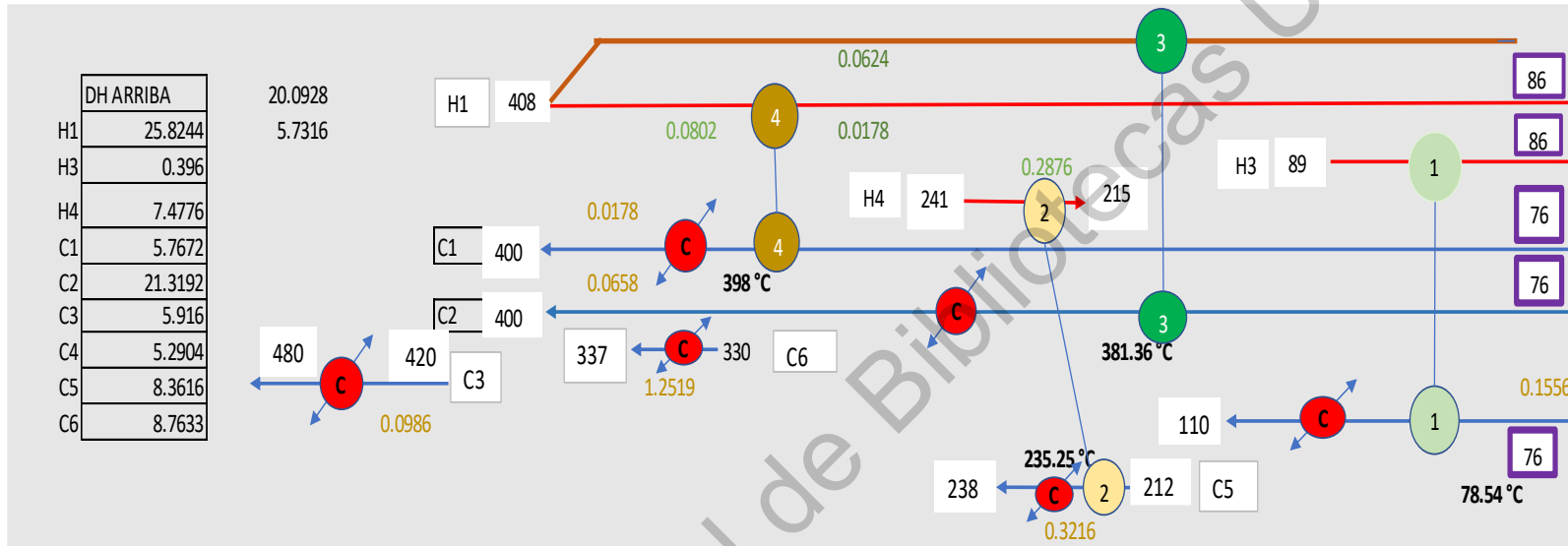


Figura 6.7: Parte superior del diagrama de reja de la secuencia de destilación directa.

El diagrama de reja de la parte inferior del punto de pliegue se muestra en la Figura 6.8. Para comenzar la descripción de esta red se explicará el intercambiador 1, que realiza la transferencia de calor entre la corriente H2 Y C1 aprovechando el calor de la corriente H2, siendo la carga térmica en el intercambiador de 1.62 kW. En el segundo intercambiador, la corriente H1 intercambia con la corriente C2 para que ésta alcance la temperatura objetivo de 76 °C, y la corriente caliente H1 disminuye a 48.25 °C su temperatura. La corriente H1 tiene que pasar posteriormente por otro intercambiador para llegar a su temperatura objetivo de 27 °C; este intercambiador es el número 3, que efectúa el intercambio de esta corriente caliente con la corriente fría C1 que salió del intercambiador 1. La carga térmica del intercambiador 3 es de 1.704 kW. Después de este intercambio, la corriente C1 debe pasar por el intercambiador 4 para alcanzar su temperatura objetivo es de 76 °C; dicho intercambio se realiza con la corriente H3, la cual parte de una temperatura de 86 °C y su temperatura objetivo es de 64 °C. Cabe mencionar la corriente caliente H3 necesitará de servicio auxiliar de enfriamiento, representado en el diagrama de reja por un círculo azul con una letra E; el servicio de enfriamiento logra bajar la temperatura de H3 hasta los 64°C, siendo la carga del intercambiador de calor 4 es de 1.584 kW, mientras que la carga del intercambiador E es de 1.32 kW.

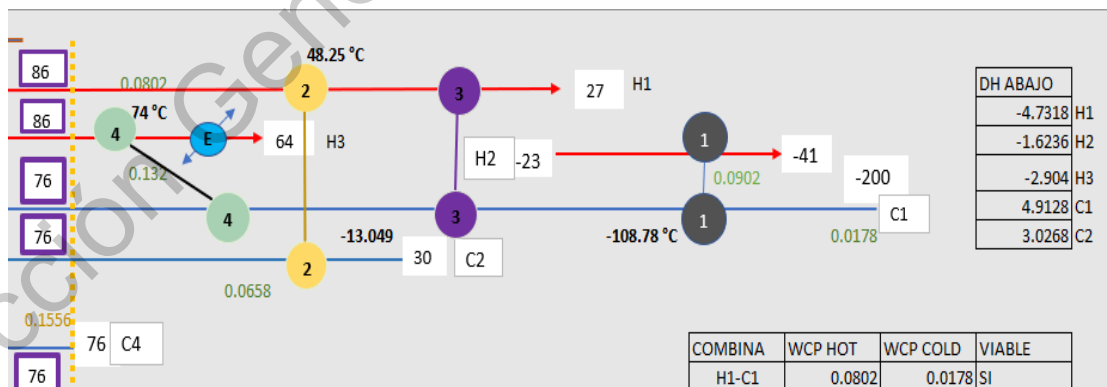


Figura 6.8: Parte inferior del diagrama de reja de la secuencia de destilación directa.

Todos estos intercambios se presentan de una manera más condensada en la Tabla 6.9. La Tabla 6.9 tiene la finalidad de representar de una manera lineal los intercambios de energía. La columna que lleva por nombre corriente a satisfacer tiene la cantidad de calor que necesitan C1 Y C2 para poder calentarse y se combinan con las corrientes H1.H2,H3, la columna Temperatura muestra las temperaturas iniciales (TI) y finales (TS) de las corrientes al combinarse por ejemplo la corriente C2 se combina con la corriente caliente H1 y la temperatura de entrada de ambas es de 30, 86 °C respectivamente al realizar el intercambio y mediante un balance energía ambas llegan a una temperatura TS de 76 y 48.25 °C, y la cantidad de calor que necesitan para alcanzar esa temperatura es de 3.0268 kW que es la carga del intercambiador de calor que lleva por nombre 2 y que se encuentra en la columna que lleva por nombre Equipo. Esto mismo es aplicable a la corriente H3 que se combina con C1, solo que en esta ocasión para lograr el balance es necesario la adición del servicio auxiliar de enfriamiento

Tabla 6.9. Concentrado de intercambios del diagrama de rejas por debajo del punto de pliegue.

Corriente a satisfacer	Combina con H2, H3, H1	Temperatura		Carga del Intercambiador Q kW	Equipo	Servicio auxiliar
		TI °C	TS °C			
C1 4.9128	C1	-200	-108.78	1.6236	1	
	H2	-23	-41			
	H3	86	74			
	C1	-13.049	76	1.584	4	
	H1	48.25	27	1.704	3	
	C1	-108.78	-13.049			
C2 3.0268	C2	30	76	3.0268	2	
	H1	86	48.25			
H3 2.904	H3	86	74	1.584	4	1.32
	C1	-13.049	76			

Como resultado de la integración energética del proceso se disminuyó en 66.41% los requerimientos de calentamiento, y en 96.81% los requerimientos de enfriamiento. En la Tabla 6.10 y Tabla 6.11 se muestra el desglose de los equipos que fueron integrados, su consumo energético, además de la cantidad integrada de energía y el % de ahorro que se logró gracias a la red de intercambio de energía.

Tabla 6.10. Desglose del consumo energético de los equipos que necesitan servicio de calentamiento, y porcentaje de ahorro gracias a la red de intercambio de energía.

Equipo	kW	Cantidad de kW integrados
INT1	10.69	41.62
INT2	24.38	
INT3	5.92	
REB1	5.25	
REB1A	8.23	
REB2A	8.20	% de ahorro de servicio de calentamiento
Total	62.67	66.41%

Tabla 6.11. Desglose del consumo energético de los equipos que requieren servicio de enfriamiento, y porcentaje de ahorro gracias a la red de intercambio de energía.

Equipo	kW	Cantidad de kW integrados
INT4	10.69	41.62
COND	24.38	
COND1A	5.92	
COND2A	5.25	% de ahorro de servicios de enfriamiento
TOTAL	42.99	96.81

Esto fue posible gracias a la red de intercambio de energía, donde se adicionaron 10 intercambiadores de calor para la zona de arriba, y 5 intercambiadores de calor para la zona de abajo.

La simulación en Aspen plus de esta red de intercambio se puede observar en la Figura 6.9 todas las líneas azules representan corrientes frías, y todas las corrientes color rojo y café representan corrientes calientes; se puede observar toda la red de intercambio de energía de manera completa, la división de corriente de la parte superior del punto de pliegue está dada por las líneas punteadas color café. La simulación se basa en el diagrama de reja de las Figura 6.7 y la Figura 6.8 descritas con anterioridad

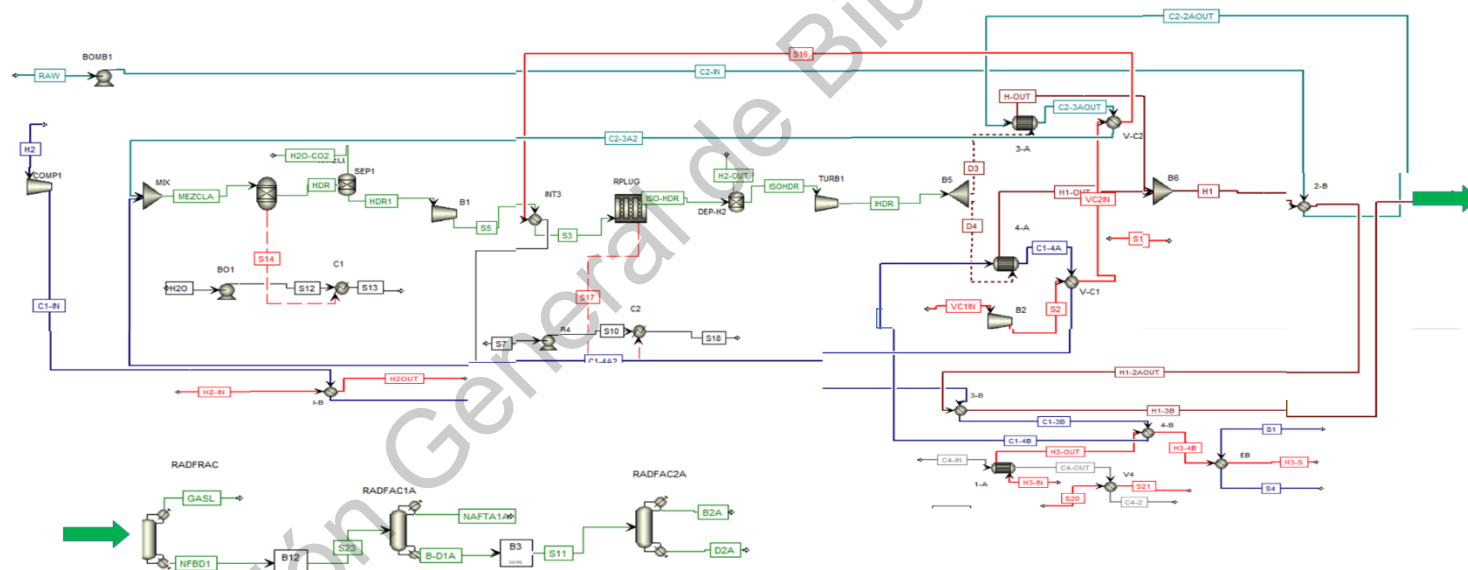


Figura 6.9: Simulación en Aspen de la integración energética de la secuencia de destilación directa.

6.4 Resultados del Escenario 4.

De acuerdo con los datos reportados del modelado de los Escenarios 1 y 2 se observa que las zonas de acondicionamiento y separación del proceso de hidrotreamiento requieren un alto consumo energético. Por ello, se propone la integración energética de este proceso. En el presente escenario se realiza la integración energética del Escenario 2.

En la Tabla 6.12 que también la conocen como la tabla problema se muestran los nombres de las corrientes que pertenecen a los equipos que realizan los intercambios de calor; en la columna llamada equipo están localizados los intercambiadores de calor que acondicionan las materias primas, los condensadores y los rehervidores de las torres de destilación. Los nombres C1, C2, H1, y H2 son de las corrientes que aparecen en el diagrama de rejillas de la integración energética de la secuencia de destilación indirecta. Con base en la información de la Tabla 6.12 se pueden realizar los balances de entalpía y la cascada de calor para elaborar la gran curva compuesta mostrada en la Figura 6.10. La gran curva compuesta proporciona los requerimientos mínimos de enfriamiento y calentamiento, con un valor de 7.90 kW y 27.43 kW, respectivamente. También se muestra la división en las dos grandes zonas arriba del punto de pliegue (recuadro naranja) y por debajo del punto de pliegue (recuadro azul); el punto de pliegue encerrado en un círculo se puede observar que está en 207.58 °C para las corrientes calientes, y en 197.58 °C para las corrientes frías. En la Figura 6.11, la zona sombreada muestra 40 kW de calor integrado, y al igual que en la gran curva compuesta la cantidad de enfriamiento mínimo requerido es de 7.90 kW, y la cantidad de calor requerida por parte de servicio externo es de 27.43. De esta manera es fácil corroborar que la integración energética es factible al estar una corriente caliente por encima de una corriente fría que indica que se está cediendo calor de un cuerpo caliente a un frío y no existe el entrecruzamiento de temperaturas.

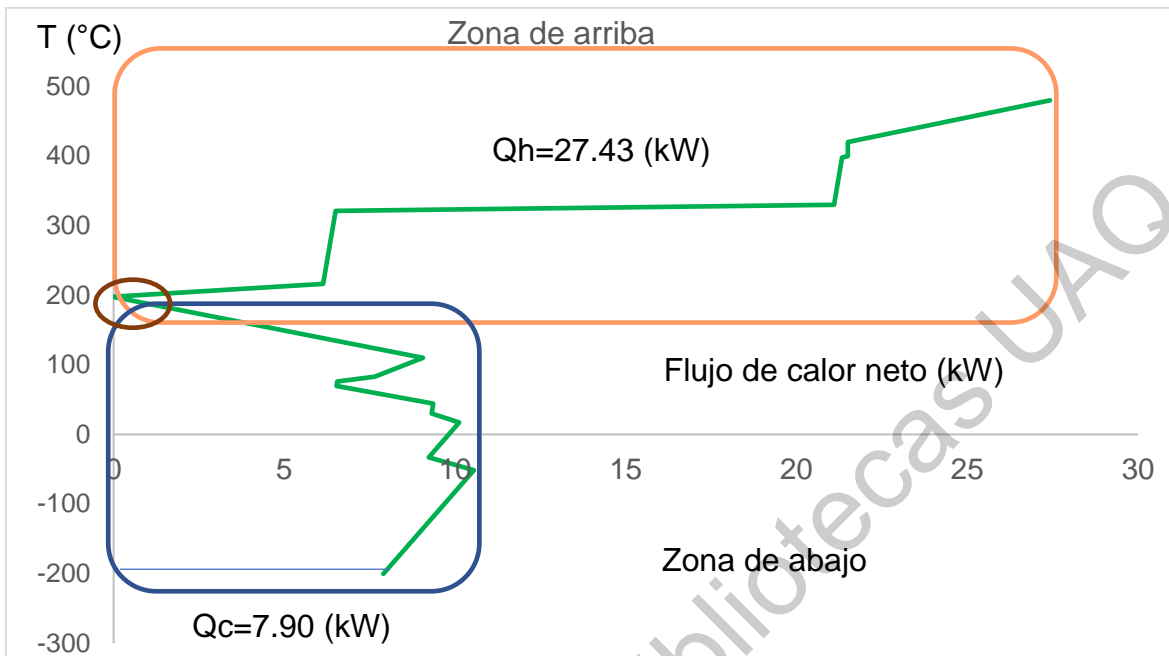


Figura 6.10: Gran curva compuesta de la integración energética de la secuencia de destilación indirecta.

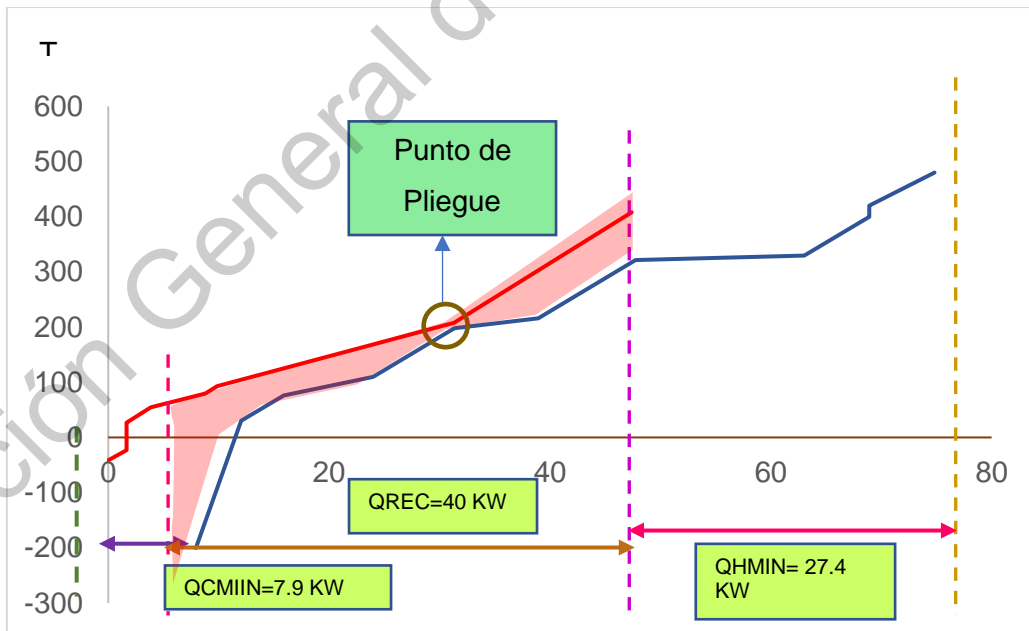


Figura 6.11: Gráfica de la cantidad de calor integrado de la secuencia de destilación indirecta.

Tabla 6.12. Nombre de las corrientes pertenecientes a los equipos de la secuencia de destilación indirecta

Equipo	Ti	Ti ajustada	TF	Tf ajustada	Carga térmica	Flujo de salida	wCp	Tipo de corriente	Nombre
	(°C)		(°C)		kW	kg/h	kW/°C		
INT1	-200.39	-200	400	400	10.69	4.354	0.0178	Fría	C1
INT2	30	30	400	400	24.38	100	0.0659	Fría	C2
INT3	420	420	480	480	5.92	94.21	0.0987	Fría	C3
REB1	76.24	76	110.03	110	5.26	77.66	0.1557	Fría	C4
REB2	321.31	321.31	329.72	329.72	14.57	17.354	1.7325	Fría	C5
REB3	197.83	197.83	216.09	216.09	6.07	39.993	0.3324	Fría	C6
INT4	408	398	27	17	-30.56	90.49	0.0802	Caliente	H1
COND1	-23.11	-33.11	-41.4	-51.4	-1.65	12.42	0.0902	Caliente	H2
COND2	207.58	197.58	92.89	82.89	12.27	32.92	0.1070	Caliente	H3
COND3	79.56	69.56	54.49	44.49	2.92	20.319	0.1165	Caliente	H4

Por otra parte, el diagrama de reja ó red de intercambio de energía se presenta en sus dos zonas, las cuales son evaluadas por separado, en la Figura 6.12 y Figura 6.13 para las zonas de arriba y abajo del punto de pliegue, respectivamente.

La Figura 6.12 presenta el diagrama de reja por arriba del punto de pliegue. El primer intercambio de calor sucede con la corriente H1; en esta corriente es necesario hacer una división de corriente para satisfacer los requerimientos de la corriente C2 y parcialmente los de la corriente C1. La carga térmica de los intercambiadores de calor 1 y 2 es de 2.86 y 13.20 kW, respectivamente; para terminar de satisfacer la corriente C1 se utilizó servicio auxiliar de calentamiento. Puede observarse que las únicas corrientes que salen del punto de pliegue son las antes descritas; para todas las demás corrientes (C3, C5, C6) es necesario la utilización de servicios de calentamiento como la compra de vapor saturado cercana al punto crítico para después comprimirlo y llevarlo hacia el vapor sobrecalentado y satisfacer la corrientes fría que necesitan ser llevada hasta una temperatura de 480°C, y la utilización de vapor saturado para C5 y C6 La carga térmica de cada intercambiador para abastecer estas corrientes es de 5.92, 13.86, 6.06 kW, respectivamente.

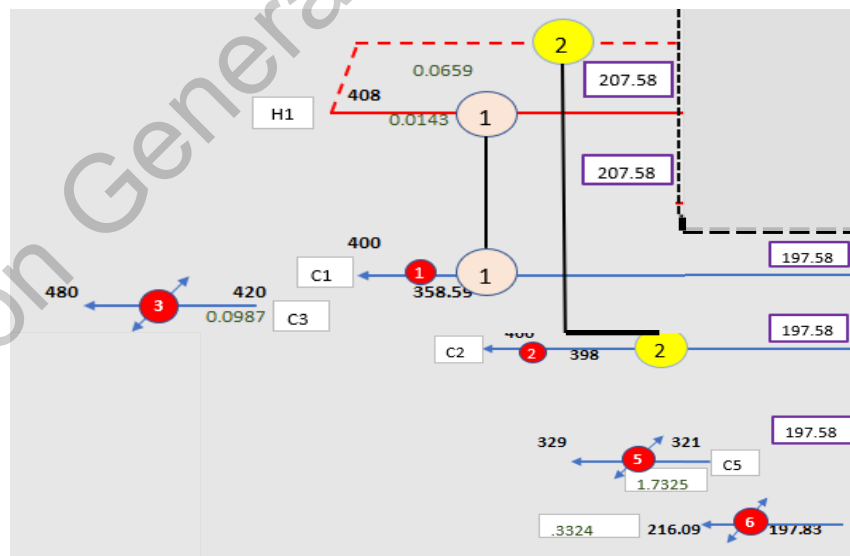


Figura 6.12: Diagrama de reja de la parte superior del punto de pliegue de la secuencia indirecta.

Por otra parte, la Figura 6.13 se reseñará con la corriente H2 que cede su calor a la corriente fría C1, alcanzando ésta una temperatura de $-107.74\text{ }^{\circ}\text{C}$. Después esta misma corriente establece intercambio con H4 cediendo su calor para alcanzar una temperatura de $54.49\text{ }^{\circ}\text{C}$, con una carga térmica en el intercambiador 3 de 1.65 kW . La corriente C1 sigue alejada de su temperatura objetivo de $197.58\text{ }^{\circ}\text{C}$, por lo que es necesario que siga absorbiendo calor de otras corrientes; como H3 que sale del punto de pliegue a una temperatura de $207.58\text{ }^{\circ}\text{C}$, intercambiando su calor hasta disminuir a $184.08\text{ }^{\circ}\text{C}$. Al mismo tiempo este intercambio permite que C1 alcance su objetivo; esto puede observarse en el intercambiador 4, cuya carga es de 2.51 kW . Por otra parte, la corriente H3 sólo ha logrado disminuir un poco su temperatura permitiendo satisfacer los requerimientos de calentamiento del intercambiador 5, por donde pasa la corriente fría C4 logrando su aumento de $76\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $110\text{ }^{\circ}\text{C}$. Hasta el momento H3 no ha alcanzado su objetivo, por lo que es necesario los servicios de enfriamiento. La corriente fría C2 absorbe el calor de H1, acrecentando su temperatura de $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $197.58\text{ }^{\circ}\text{C}$, y paralelamente disminuyendo a H1 de 207.58 a $70\text{ }^{\circ}\text{C}$. Dado que ya no hay más corrientes frías por satisfacer H1 es enfriada con servicio auxiliar de enfriamiento. En orden de correspondencia, las cargas térmicas para los servicios de los enfriadores de las corrientes H3 y H1 son de 4.46 y 3.44 kW , respectivamente.

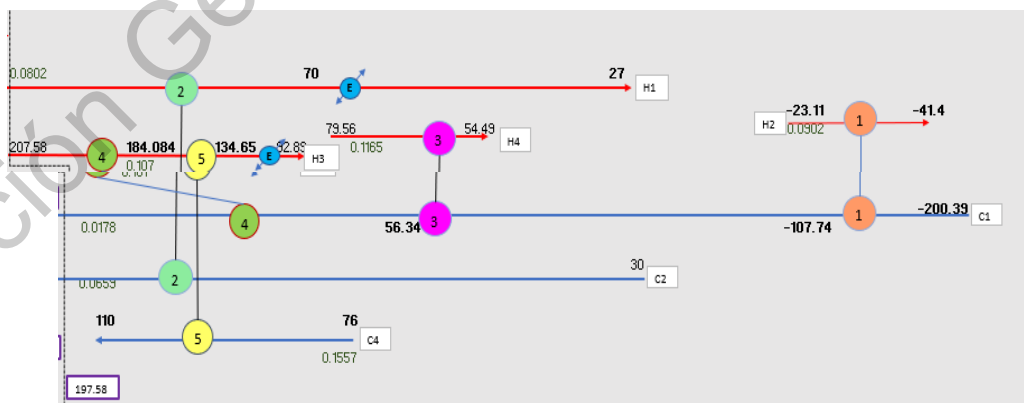


Figura 6.13: Diagrama de rejilla de la parte inferior del punto de pliegue de la secuencia de destilación indirecta

Como resultado de la integración energética del proceso se disminuyó en 59.03% los requerimientos de calentamiento, y en 83.33% los requerimientos de enfriamiento. Los cuales pueden ser visualizados en una manera más desglosada en la Tabla 6.13 y Tabla 6.14

Tabla 6.13. Desglose del consumo energético de los equipos que necesitan servicio de calentamiento, y porcentaje de ahorro gracias a la red de intercambio de energía

Equipo	kW	Cantidad de kW integrados
INT1	10.69	40
INT2	24.38	
INT3	5.92	
REB1	5.25	
REB2	14.57	
REB3	6.07	% de ahorro de servicio de calentamiento
TOTAL	66.88	59.03

Tabla 6.14. Desglose del consumo energético de los equipos que necesitan servicio de enfriamiento, y porcentaje de ahorro gracias a la red de intercambio de energía.

Equipo	kW	Cantidad de kW integrados
INT4	10.69	40
COND1	24.38	
COND2	5.92	
COND3	5.25	% de ahorro de servicio de calentamiento
TOTAL	47.4	83.33

Los requerimientos de enfriamiento a diferencia de la secuencia de integración directa fueron necesario la utilización de dos intercambiadores extras para realizar este proceso lo que ocasiona mayor costo de producción. La reducción de servicios es gracias a la red de intercambio de calor, donde se adicionaron 7 intercambiadores de calor para la zona de arriba y 7 para la zona de abajo, ambas respecto del punto de pliegue.

Al igual que en la secuencia directa la integración energética se realizó en Aspen Plus la cuál puede verse en la Figura 6.14; la división de la corriente H1 de la zona de arriba también puede ser visualizada en la simulación por una corriente punteada color rosa llamada H y otra línea llamada H1. Finalmente, la Figura 6.14 muestra el diagrama de reja en manera completa, y da una representación conjunta de la De las Figura 6.12 y Figura 6.13 las cuales ya fueron descritas con anterioridad

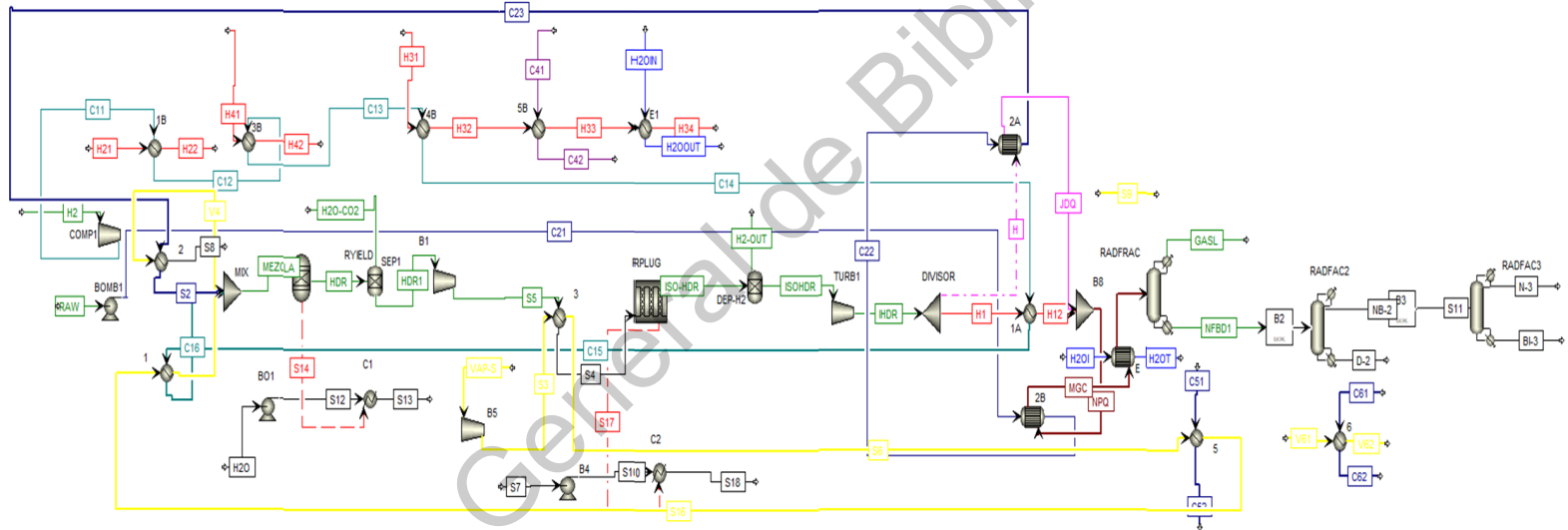


Figura 6.14: Simulación en Aspen de la integración energética de la secuencia de destilación indirecta.

6.5 Evaluación económica y ambiental de los 4 escenarios de estudio

En la presente sección se realiza un análisis comparativo de los 4 escenarios definidos previamente, considerando el costo total anual, precio de la bioturbosina, así como las emisiones de dióxido de carbono. En la Tabla 21 se muestran los costos de producción de los 4 escenarios

Tabla 6.15. Costo de procesos de producción en (USD/año) y emisiones de CO₂ (ton /año)

Escenario	Equipos (USD/año)	Servicios (Enfriamiento Calentamiento) (USD/año)	Materia prima (USD/año)	Electricidad (USD/año)	Total (USD/año)	Emisiones de CO ₂ (ton/año)	Precio de bioturbosina (MXN/L)
1	\$1,963,384.12	\$1,534,683.81	\$127,500.00	\$17,642.97	\$3,828,085.90	66,199.1397	\$10.86
2	\$2,215,893.95	\$1,536,985.34		\$17,642.97	\$4,082,897.26	79,339.4034	\$11.14
3	\$2,092,865.24	\$27,422.85		\$12,623.21	\$2,321,543.61	11,052.8374	\$4.04
4	\$2,347,771.82	\$50,092.71		\$21,809.97	\$2,630,976.67	23,638.1543	\$4.57

De acuerdo con los resultados presentados en la Tabla 6.15, el mejor escenario es el 3, donde se realiza la integración energética del proceso de hidrotratamiento que incluye la secuencia convencional directa. El costo total anual es el más bajo de todos los escenarios, debido principalmente a la reducción significativa de los servicios auxiliares del proceso. Asimismo, las emisiones de CO₂ son significativamente pequeñas, en comparación con los otros escenarios. Finalmente, el precio de la bioturbosina es de 3.89 pesos, en comparación con los escenarios 1 y 2 donde el precio del producto es de 10.86 y 11.14 pesos, respectivamente. También se puede observar que entre el escenario 1 y el 3 hay una reducción del precio de la bioturbosina en un 35%, así como una importante disminución en las emisiones de CO₂ del 16%. En el escenario 3, los costos de electricidad también son menores, mostrando una disminución del 71% en el escenario 3 con respecto al 1. Ahora bien, el costo de materia prima representa un gran ahorro, puesto que en trabajos realizados previamente por Gutiérrez-Antonio. (2018) donde utilizaron como materia prima aceite de microalgas para la obtención de bioturbosina reportaron un valor de 745, 323.75 USD/año; mientras que Gutiérrez-Antonio et al. (2016) trabajó con aceite de *Jatropha curcas* también para producir bioturbosina y reportó un valor de 4,470,116.83 USD/año. En el presente trabajo se emplea el aceite obtenido de los pellejos de pollo para producir la bioturbosina, y así dar un uso a este tipo de desechos; para esta materia el costo es de 127,500 USD/año. En la Tabla 6.16 se aprecia una manera más representativa de esta información; con base en esta información se puede comparar entre el precio de *Jatropha Curcas* y el de los pellejos de pollo logrando un ahorro de hasta el 97.14% en costo de materia prima, mientras que el ahorro es de 82.89% con respecto al aceite de microalgas. Además que se da un segundo uso a los pellejos de pollo disminuyendo la contaminación ambiental ya que muchas veces son tirados en la calle por parte de los vendedores en los mercados propiciando la aparición

de enfermedades, también son basura orgánica que se genera en la casa habitación, que al final del día termina yendo a los tiraderos provocando contaminación en suelo, agua etc.

Tabla 6.16. Comparación de los precios de materia prima, para la obtención de bioturbosina.

Materia Prima	Combustible	Costo de materia prima (USD/año)	Referencia
Aceite de microalgas	Bioturbosina	745,323.75	Gutiérrez-Antonio et al., 2018
Aceite de Jatropha Curcas	Bioturbosina	4,470,116.83	Gutiérrez-Antonio et al., 2016
Aceite de pellejos de pollo.	Bioturbosina	127,500.00	Este trabajo

Analizando todos los escenarios resulta claro que el escenario donde se realiza la integración energética del proceso de hidrotreamiento con la secuencia convencional directa es el que proporciona el precio más competitivo de bioturbosina.

En cuanto a las emisiones de CO₂ el escenario 3 presentó la menor cantidad de CO₂ liberado a la atmósfera, mientras que la secuencia indirecta (escenario 2) mostró cifras más elevadas de emisiones alcanzando una cantidad de 79,339.4034 toneladas al año.

Capítulo 7 . Conclusiones

El aceite obtenido de los pellejos de pollo es una materia prima promisoriosa para la obtención de combustible para avión debido a su bajo costo; además, se le otorga un segundo uso a este tipo de residuos que muchas veces es considerado basura. De acuerdo con las comparaciones es posible tener una reducción del costo de materia prima de hasta un 97%, lo que implica una disminución en el costo de la bioturbosina.

El proceso de hidrotratamiento es un proceso flexible que permite utilizar este tipo de materias primas; sin embargo, su gran desventaja es el alto consumo energético que requiere para el acondicionamiento de sus materias primas y la alta carga térmica de sus rehervidores en la zona de separación. Por lo que es necesario implementar estrategias de integración energética, para aprovechar el intercambio entre las corrientes más calientes con las más frías; aplicando este principio se lograron reducciones de un 83.33% para la secuencia indirecta en la zona de enfriamiento, y 59.03 % para los requerimientos de calentamiento. Para la secuencia directa se disminuyó en 66.41% el servicio de calentamiento, y 96.81% para servicio de enfriamiento.

El precio de combustible más competitivo se logró con el escenario número 3, al ser el más competitivo en cuanto emisiones de CO₂, costo de enfriamiento y calentamiento, costo de equipos, Mientras que el escenario más desfavorable lo presenta el número 2 con un precio de 11.14 pesos por litro de bioturbosina, y con un gasto de enfriamiento calentamiento de \$1,536,985.34 esto debido a que es el proceso que más energía consume en los rehervidores al ser separado primeramente el hidrocarburo más pesado que es el diésel verde.

Apendice A

A.1 Intercambiadores de calor

El cálculo del costo base para los intercambiadores de calor, recipientes de proceso, reactores, se lleva a cabo a través de la ecuación 11, siendo los factores necesarios los mostrados en la tabla A.1.

Tabla A.1 Factores para el cálculo base. Intercambiadores de calor.

Tipo de intercambiador	K1	K2	K3	A _{min} m ²	A _{max} m ²
Doble tubo	3.0238	.0603	0.0000	0.2	10
Tubos y coraza	3.2138	0.2688	.07961	4	900
Cabezal Flotante	3.4338	0.1445	.10790	10	900
Kettle	3.5638	0.1906	0.11070	10	100

Los factores para el cálculo del Fp de acuerdo con la ecuación 5.8 y los coeficientes utilizados en la ecuación 5.10 son mostrados en la página 88 :

Tabla A.2 Factores para el cálculo de F_p en la ecuación 13.

Tipo de intercambiador	C1	C2	C3	B1	B2
Doble tubo	6.4945	-6.6786	1.7442	0.74	1.21
Tubos y coraza	-0.06499	0.05025	0.01474	1.80	1.50
Cabezal Flotante	-0.06499	0.05025	0.01474	1.80	1.50
Kettle	-0.06499	0.05025	0.01474	1.80	1.50

Respecto a los intercambiadores de calor de doble tubo, en el rango de $40 < P < 100$ se deben emplear los coeficientes $C1=0.6209$, $C2=-0.9274$, $C3=0.3369$, y para $P < 40$ barg $C1=C2=C3=0$. Para los intercambiadores de calor de tubo y coraza, cabezal flotante y tipo Kettle, los factores de presión están dados para el caso en el que la presión de la coraza, o en los tubos y la coraza sea mayor a 10 bar. Sin embargo, cuando sólo la presión en los tubos es mayor a dicho valor se debe emplear el valor de $C1=-0.04139$, $C2=0.04139$, $C3=0$.

Para el cálculo de los factores de material (F_m) de los intercambiadores de calor, así como de los diversos equipos, pueden ser obtenidos de la Figura A.18, y la Tabla A.3 del libro de Turton et al. (2004).

A.2 Recipientes de proceso e internos

Para recipientes de proceso, los factores necesarios para el cálculo de su costo base se presentan en las Tabla A.3 y A.4:

Tabla A.3 Coeficientes para el costo base de la ecuación 11. Recipientes verticales y horizontales.

Recipiente	K1	K2	K3	Vmin (m ³)	Vmax (m ³)
Horizontal	3.5565	0.3776	0.0905	0.1	628
Vertical	3.4974	0.4483	0.1074	0.3	520

Tabla A.4 Factores de modulo desnudo. Recipientes de proceso.

Orientación/ factor	B1	B2
Horizontal	1.49	1.52
Vertical (incluyendo torres)	2.25	1.82

Para platos perforados, el valor F_q depende del número de platos, si $N \geq 20$ $F_q = 1$. Para $N < 20$ se utiliza la ecuación A.1

$$\log_{10} F_q = 0.4771 + 0.08516 \log_{10} N - 0.3473 (\log_{10} N)^2 \quad (\text{A.1})$$

A.3 Equipos de recuperación de potencia

En la Tabla A.5 se muestran los factores necesarios para el cálculo del costo base de turbinas de gas o de vapor.

Tabla A.5 Factores para costo base y de material. Equipos de recuperación de potencia.

Tipo de equipo	K1	K2	K3	Ws, min	Ws, max	F_{BM}
Turbina de gas	3.4171	0.6112	0	10	15,000	3.5
Turbina de vapor	3.7222	0.4401	0	100	15,000	3.5

Apéndice B

En este apéndice se mencionarán los trabajos presentados, que fueron productos de la tesis.

B.1 Artículo de divulgación

1. Moreno Gómez, Ana Laura., C, Gutierrez-Antonio, F.I, Gómez- Castro. 2019. Aves y Aviones: sinergia para la producción de combustible renovable de aviación. Ciencia, Revista de la academia Mexicana de Ciencias. Enviado.

B.2 Trabajos en Congresos Nacionales

1. 11 ° COLOQUIO de posgrado la facultad de ingeniería. Trabajo presentado: "Reducción del consumo de energía del proceso de hidrotreatmento para producción de bioturbosina mediante integración

energética”, Moreno Gómez, Ana Laura., C, Gutierrez-Antonio, F.I, Gómez-Castro. Noviembre 2017. Modalidad Cartel

2. 12° COLOQUIO de Posgrado de la Facultad de Ingeniería. Trabajo presentado: “Revisión de procesos de craqueo, craqueo/desoxigenación, y desoxigenación de aceites residuales para la producción de bioturbosina”, Moreno Gómez, Ana Laura., C, Gutierrez-Antonio, F.I, Gómez-Castro. Noviembre 2018. Modalidad Cartel.

B.3 Estancia Nacional.

1. Dr. Fernando Israel Gómez Castro. 1-Agosto-2018 al 30-Septiembre-2018. Campus Guanajuato, División de Ciencias Naturales y Exactas. Modelado de la zona reactiva del proceso de hidrotratamiento.

B.4 Capítulos de Libros

1. Ana Laura Moreno Gómez, Ana Laura Moreno Gómez, Dra Claudia Gutierrez Antonio, Dr. Fernando Israel Gómez Castro.2019. Production of biojet fuel from waste raw materials: a review. Biofuels book editorial Wiley

Capítulo 8 . Referencias

Aca-Aca, M., E. Campos González, y O. Sánchez-Daza. 2009. Estimación de propiedades termodinámicas de los compuestos involucrados en la producción de biodiésel. *Superf. y Vacío*. 22:15–19.

Airbus, 2012. Global Market Forecast 2012–2031. Disponible de: <https://es.slideshare.net/reyyandemir/a2012-airbus-globalmarketforecastseptemberreyyandemir>.

ASTM D7566-18, Standard Specification for Aviation Turbine Fuel Containing Synthesized Hydrocarbons, ASTM International, West Conshohocken, PA, 2018. Disponible de: www.astm.org

Álvarez, C. 2009. Biocombustibles: desarrollo histórico tecnológico, mercados actuales y comercio internacional.

Bezergianni, S., y A. Kalogianni. 2009. Hydrocracking of used cooking oil for biofuels production. *Bioresour. Technol.* 100:3927–3932.

Bertelli, C. 2009. UOP Renewable Jet Process “ Bioturbosina ”. Disponible de: <https://es.scribd.com/document/314077415/37UOP2>.

Calemma, V., S. Peratello, C. Perego. 2000. Hydroisomerization and Hydrocracking of long chain n-alkanes on Pt/amorphous SiO₂-Al₂O₃ catalyst. *Appl. Catal. A Gen.* 190:207-218

Cámara Nacional de Aerotransportes (CANAERO). 2018. Cámara Nacional De Aerotransportes-Estadísticas.1000. Disponible de: <http://canaero.org.mx/datos-de-la-industria/>.

Carrasco, J., J.Rodríguez. 2015. Análisis de estadísticas del INEGI sobre residuos sólidos urbanos. Realidad, Datos, Espacio, Revista Internacional de estadísticas y geografía. 6:18-35.

Climatico, 2019. Guia práctica para el cálculo de emisiones de gases de efecto invernadero. Disponible de: <http://www.caib.es/sacmicrofront/archivopub.do?ctrl=MCRST234ZI97531&id=97531>.

Charausiri, W., W. Yongchareon, and T. Vitidsant. 2006. Conversion of used vegetable oils to liquid fuels and chemicals over HZSM-5, sulfated zirconia and hybrid catalysts. Korean J. Chem. Eng. 23:349–355.

Chu, P. L., C. Vanderghem, H. L. MacLean, y B. A. Saville. 2017. Process modeling of hydrodeoxygenation to produce renewable jet fuel and other hydrocarbon fuels. Fuel. 196:298–305.

Comisión Federal de Electricidad (CFE).2019. Disponible de: <https://www.cfe.mx/>.

Emerson, C. 2012. Aviation in the context of world economy. Disponible de: [https://www.airbusgroup.com/dam/assets/airbusgroup/int/en/investor-relations/documents/2012/presentations/2012-31-Global-Market-Forecast/Global Market Forecast 2012-2031.pdf](https://www.airbusgroup.com/dam/assets/airbusgroup/int/en/investor-relations/documents/2012/presentations/2012-31-Global-Market-Forecast/Global%20Market%20Forecast%202012-2031.pdf).

Gegg, P. L. Budd, y S. Ison. 2014. The market development of aviation biofuel: Drivers and constraints. *J. Air Transp. Manag.* 39:34–40.

Gutiérrez-Antonio, C., F. I. Gómez-Castro, J. G. Segovia-Hernández, A. 2013. Simulation and optimization of a biojet fuel production process. *ESCAPE* 23. 32:13-18

Gutiérrez-Antonio, C., F. I. Gómez-Castro, S. Hernández, y A. Briones-Ramírez. 2017. Intensification of a hydrotreating process to produce biojet fuel using thermally coupled distillation. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* 88:29–36.

Gutiérrez-Antonio, C., F. I. Gómez-Castro, J. A. de Lira-Flores, y S. Hernández. 2017. A review on the production processes of renewable jet fuel. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 79:709–729.

Gutiérrez-Antonio, C., F. I. Gómez-Castro, A. G. Romero-Izquierdo, y S. Hernández. 2016. Energy integration of a hydrotreating process for the production of biojet fuel. *ESCAPE* 26. 38:1570-7946

Gutiérrez-Antonio, C. A. G. Romero-Izquierdo, F. I. Gómez-Castro, S. Hernández, y A. Briones-Ramírez. 2016a. Simultaneous energy integration and intensification of the hydrotreating process to produce biojet fuel from jatropha curcas. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* 110:134–145.

Gutiérrez-Antonio, C., A. G. Romero-Izquierdo, F. I. Gómez-Castro, y S. Hernández. 2016b. Energy Integration of a Hydrotreatment Process for Sustainable Biojet Fuel Production. *Ind. Eng. Chem. Res.* 55:8165–8175.

Hanafi, S. A., M. S. Elmelawy, N. H. Shalaby, H. A. El-Syed, G. Eshaq, y M. S. Mostafa. 2016. Hydrocracking of waste chicken fat as a cost effective feedstock for renewable fuel production: A kinetic study. Egypt. J. Pet. 25:531–537.

Hanafi, S.A., M.S.Elmelawy,H.A. El-Syed, N.H. Shalaby. 2015. Hydrocracking of waste cooking oil as renewable fuel on NiW/SiO₂-Al₂O₃ catalyst. Jour of Adv Cat Sci and Tech. 2:27-37.

Herrera, V.A, et al.. 2010,Sustainable Aviation Fuel; Global Overviws,Reunion de arranque ,Plan de Vuelo ,p16.

Indice de Referencia Nacional de Precios de Gas Natural (IPGN). 2019. Disponible de: <http://www.cre.gob.mx/ipgn/index.html>

International Energy Agency (IEA). 2015. Energy and Climate Change. World Energy Outlook Spec. Rep. 1–200.

International Energy Agency (IEA). 2017. Energy Statistics. (F. Birol, editor.). Francia.

Jimenez, A., 2003. Diseño de procesos en ingenieria quimica. Primera ed. (Reverte, editor.). España.

Kampa, M., y E. Castanas. 2008. Human health effects of air pollution. Environ. Pollut. 151:362–367.

Kandaramath-Hari, T., Z. Yaakob, y N. N. Binitha. 2015. Aviation biofuel from renewable resources: Routes, opportunities and challenges. Renew. Sustain. Energy Rev. 42:1234–1244.

Kemp, I., 2007. Pinch Analysis and Process Integration . Segunda ed. (Elsevier, editor). Estados Unidos.

Kuppan, T., 2000. Heat Exchanger Design Handbook. Decima ed. (Faulkner. L.L, editor.). New York.

Ley de desarrollo sustentable. 2007. Cámara de diputados del H. Congreso de la Unión. México.

Ley de Promoción y desarrollo de bioenergéticos. 2008. Cámara de diputados del H. Congreso de la Unión. México

Lutjering, G., J.C. Williams. 2007. Titanium. Segunda ed. (Derby. B, editor). New York.

Mosisa, F., A. Shemsedin, M. S. Bhalerao, and V. V Goud. 2018. Industrial Crops and Products Catalytic cracking of waste cooking oil for biofuel production using zirconium oxide catalyst. Ind. Crop. Prod. 118:282-289.

Mohanty, S., D. Kunzru, and D. N. Saraf. 1990. Hydrocracking: a review. Fuel. 69:1467–1473.

McKendry, P. 2002. Energy production from biomass (part 2): Conversion technologies. Bioresour. Technol. 83:47–54.

Neuling, U., y M. Kaltschmitt. 2018. Techno-economic and environmental analysis of aviation biofuels. Fuel Process. Technol. 171:54–69.

Palo, E., A.Salladini, B. Morico,V.Palma, A.Ricca y G.laquaniello.2018. Application of Pd-Based Membrane Reactors: An Industrial Perspective.Membranes. 8:101

Palma, A. Ricca, G.laquaniello. 2018. Application of Pd- Based Membrane Reactors: An industrial Perspective. 1:15.

Romero-Izquierdo, A. 2015. Integración energética de un proceso para la producción de combustible renovable para aviación. Tesis de Maestría. Universidad de Guanajuato, Guanajuato, México,

Russo, D., M.Dassisti, V.Lawlor, A. G. Olabi. 2012. State of the art of biofuels from pure plant oil. R. Sustainable. Reviews. 16:4056-4070.

Sanchez, M.E., 2003. Principales técnicas de almacenamiento de hidrógeno. Disponible de: <http://estherguervos.galeon.com/4alm>.

Seader, J., E. Henley, D. Keith Roper. 2011. Separation Process Principles. Tercera ed. (D. Matteson, editor). United States of America.

Secretaría de Energía (SENER). 2015. Prospectiva de Petróleo Crudo y Petrolíferos 2014-2028 disponible de: https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/44327/Prospectiva_Petroleo_Crudo_y_Petroliferos.pdf. 209.

Secretaría de Medio Ambiente y Recursos naturales (Semarnat). 2015. Informe de la situación del medio ambiente en México.SEMARNAT., editor. Informe de la Situación del Medio Ambiente en México. Compendio de Estadísticas

Ambientales. Impresos Santiago, Ciudad de México. p. 380.

Shahinuzzaman, M., Z.Yaakob, Y. Ahmed.2017. Non-sulphide zeolite catalyst for bio-jet fuel conversion. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 77:1375–1384.

Sistema de Información de Energía (SIE). 2017. S.DE.bdiController@sie.energia.gob.mx. Disponible de:

<http://sie.energia.gob.mx/bdiController.do?action=cuadro&cvecua=IE5C0>.

Tian, H., C. Li, C. Yang, and H. shan. 2008. Alternative Processing Technology for Converting Vegetable Oils and Animal Fats to Clean Fuels and Light Olefins. *Chinese J. Chem. Eng.* 16:394–400.

Turton, R., R. Ballie, y W. Wallace. 2004. *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*. Tercera ed. (H. Prentice, editor.). New York.

Vargas, R. C. 2012. Biorefinerías para la producción de biocombustibles de segunda generación.

Wang, W. C. 2016. Techno economic analysis of a bio-refinery process for producing Hydro-processed Renewable Jet fuel from Jatropha. *Renew. Energy.* 95:63–73.

Wang, W. C., y L. Tao. 2016. Bio jet fuel conversion technologies. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 53:801–822.

Wei-Cheng, W., L. Tao, J. Markham, Y. Zhang, E. Tan, L. Batan, E.Warner, M.Biddy. 2016. *Review of Biojet Fuel Conversion Technologies*. Denver.

Wilhelm, G. D., M. Ali Mandegari, S. Farzad, y J. F. Görgens. 2016. Techno-

economic comparison of biojet fuel production from lignocellulose, vegetable oil and sugar cane juice. *Bioresour. Technol.* 216:331–339.

Xiaoping, W., P. Jiang, F. Jin, J. Liu. 2017. Production of jet fuel range biofuels by catalytic transformation of triglycerides based oils. *Fuel.* 188:205–211.

Zhang, X., H. Lei, L. Zhu, Y. Wei, Y. Liu, G. Yadavalli, D. Yan, J. Wu, y S. Chen. 2015. Production of renewable jet fuel range alkanes and aromatics via integrated catalytic processes of intact biomass. *Fuel.* 160:375–385.

Zhao, X., L. Wei, y J. Julson. 2014. First stage of bio-jet fuel production: non-food sunflower oil extraction using cold press method. *AIMS Energy.* 2:193–209.